APPENDIX A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 120.000 ton/tahun

Waktu operasi = 24 jam / hari ; 330 hari / tahun

Satuan massa = kilogram

Komposisi bahan baku :

Komposisi ethanol : (alibaba.com)

Komponen	**% Berat**
C_2H_5OH	99,50%
H_2O	0,50%
	100,00%

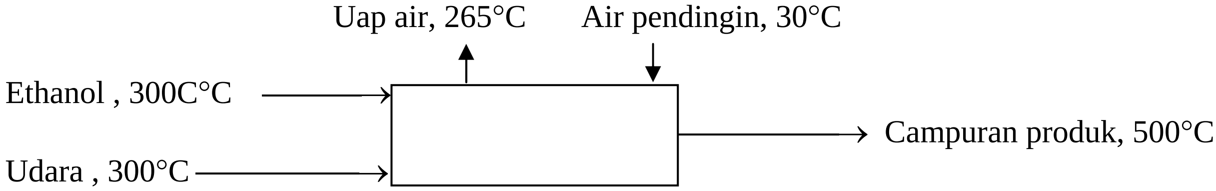
Komposisi udara kering :

Komponen	**% Berat**
O_2	21,00%
N_2	79,00%
	100,00%

1. REAKTOR (R - 210)

Fungsi : Oksidasi ethanol menjadi acetaldehyde.

Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (atmospheric pressure)
* Suhu operasi = 500^{o}C (Ullmann's)
* Waktu kontak = 2,4 detik (US.Patent : 4,220,803 : 4)
* Konversi ethanol = 70% (Ullmann's)



Feed masuk : basis 1000 kg ethanol / jam

Komponen	**Berat (kg/j)**	**% berat**
C_2H_5OH	995,0000	99,50%
H_2O	5,0000	0,50%
	1000,0000	100,00%

Reaksi yang terjadi : (Keyes : 151)

$\mathbf{C_2H_5OH_{(g)} + ½\ O_{2(g)} \longrightarrow CH_3CHO_{(g)} + H_2O_{(g)}}$

Komponen	B M
C_2H_5OH	46
O_2	32
CH_3CHO	44
H_2O (Gas)	18

Tinjauan reaksi :

$\mathbf{C_2H_5OH_{(g)} + ½\ O_{2(g)} \longrightarrow CH_3CHO_{(g)} + H_2O_{(g)}}$

Berat C_2H_5OH = 995,0000 kg

Mol C_2H_5OH = $\dfrac{995,0000}{46}\ \dfrac{\text{kg}}{\text{kmol}}$ = 21,630435 kmol

* Konversi ethanol = 70% (Ullmann's)

Mol C_2H_5OH yang bereaksi = 70% x 21,630435 kmol = 15,141305 kmol

= 696,5000 kg

C_2H_5OH sisa reaksi = 995,0000 - 696,5000 = 298,5000 kg

Kebutuhan O_2 = (½ / 1) x 15,141305 kmol = 7,570653 kmol

= 7,570653 kmol x 32 kg/kmol = 242,2609 kg

Produk CH_3CHO = (1 / 1) x 15,141305 kmol = 15,141305 kmol

= 15,141305 kmol x 44 kg/kmol = 666,2174 kg

Produk H_2O = (1 / 1) x 15,141305 kmol = 15,141305 kmol

= 15,141305 kmol x 18 kg/kmol = 272,5435 kg

Produk reaksi :

Produk CH_3CHO = 666,2174 kg

C_2H_5OH sisa reaksi = 298,5000 kg

Produk H_2O = 272,5435 kg

H_2O pada feed = 5,0000 kg

Total H_2O keluar = 272,5435 + 5,0000 = 277,5435 kg

Kebutuhan udara kering :

Kebutuhan O_2 untuk reaksi = 242,2609 kg

Digunakan O_2 berlebih 20% untuk menyempurnakan reaksi.
O_2 berlebih = (100% + 20%) x 242,2609 kg = 290,7131 kg

O_2 sisa reaksi = 290,7131 - 242,2609 = 48,4522 kg

Kadar O_2 dalam udara = 21%

Berat total udara = 290,7131 x (100/21) = 1384,3481 kg

Berat N_2 dalam udara = 1384,3481 - 290,7131 = 1093,6350 kg

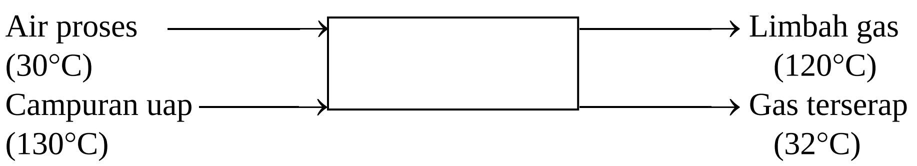
Neraca Massa :

Komponen	Masuk (kg/j)	Komponen	Keluar (kg/j)
* Ethanol dr V-112		* Campuran gas ke D-230	
C_2H_5OH	995,0000	CH_3CHO	666,2174
H_2O	5,0000	C_2H_5OH	298,5000
	1000,0000	H_2O	277,5435
* Udara kering dr G-120		O_2	48,4522
O_2	290,7131	N_2	1093,6350
N_2	1093,6350		2384,3481
	1384,3481		
	2384,3481		2384,3481

2. KOLOM ABSORBER (D - 230)

Fungsi : Menyerap uap acetaldehyde dengan bantuan air proses.

Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (atmospheric pressure)
* Suhu operasi = 32°C (suhu kamar)
* Sistem operasi = kontinyu



Feed masuk :

Komponen	Berat (kg/j)
CH_3CHO	666,2174
C_2H_5OH	298,5000
H_2O	277,5435
O_2	48,4522
N_2	1093,6350
	2384,3481

Asumsi udara tidak terserap oleh air, karena mempunyai kelarutan yang sangat kecil.

Asumsi campuran gas yang terserap = 99%.

Maka campuran gas yang lolos = 1%.

Feed CH_3CHO = 666,2174 kg

CH_3CHO terserap = 99% x 666,2174 kg = 659,5553 kg

CH_3CHO yang lolos = 666,2174 kg - 659,5553 kg = 6,6621 kg

Terdiri dari :

Komponen	Feed (kg/j)	99% terserap (kg/j)	1% lolos (kg/j)
CH_3CHO	666,2174	659,5553	6,6621
C_2H_5OH	298,5000	295,5150	2,9850
H_2O	277,5435	274,7681	2,7754
	1242,2609	1229,8384	12,4225

Kebutuhan air proses :

Komposisi gas terserap :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	kmol
CH_3CHO	659,5553	44	14,9899
C_2H_5OH	295,5150	46	6,4242
H_2O	274,7681	18	15,2649
	1229,8384		36,6790

Maka kebutuhan air prosess = 36,6790 kmol = 36,6790 kmol x 18 kg/kmol = 660,222 kg

Digunakan air proses berlebih 20% untuk menyempurnakan penyerapan.

Air proses berlebih = (100% + 20%) x 660,222 kg = 792,2664 kg

Total air pada produk bawah = Air proses + uap air terserap

Total air pada produk bawah = 792,2664 + 274,7681 = 1067,0345 kg

Neraca Massa :

Komponen	Masuk (kg/j)	Komponen	Keluar (kg/j)
* Campuran gas dr R-210		* Limbah gas	
CH_3CHO	666,2174	CH_3CHO	6,6621
C_2H_5OH	298,5000	C_2H_5OH	2,9850
H_2O	277,5435	H_2O	2,7754
O_2	48,4522	O_2	48,4522
N_2	1093,6350	N_2	1093,6350
	2384,3481		1154,5097
* Air proses dr utilitas		* Produk bawah ke F-232	
H_2O	792,2664	CH_3CHO	659,5553
		C_2H_5OH	295,5150
		H_2O	1067,0345
			2022,1048

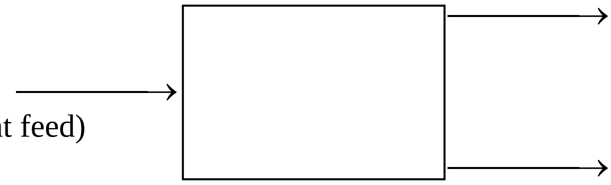
3176,6145	3176,6145

3. KOLOM DISTILASI-1 (D - 240)

Fungsi : Memisahkan acetaldehyde dari ethanol.

Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 2 atm (berdasarkan titik didih acetaldehyde)
* Suhu operasi = Trial boiling point feed.
* Sistem kerja = continuous

Feed
CH_3CHO,
C_2H_5OH , H_2O
(trial boiling point feed)



Produk atas (Dew point)
CH_3CHO
C_2H_5OH, H_2O

Produk bawah (Bubble point)
C_2H_5OH, H_2O

Feed masuk :

Komponen	Berat (kg)	B M	kmol	Fraksi Mol	Titik Didih pada 2 atm (°C)
CH_3CHO	659,5553	44	14,98989	0,18576	70,98
C_2H_5OH	295,5150	46	6,42424	0,07961	40,31
H_2O	1067,0345	18	59,27969	0,73463	120,66
	2022,1048		80,69382	1,00000	

Data titik didih dihitung berdasarkan metode T ^{saturated} persamaan Antoine.

Perhitungan boiling point feed dengan persamaan Antoine.
Dari Sherwood , Appendix A :

Persamaan Antoine : $\ln Pi^{saturated} = A - \dfrac{B}{C+T}$

Dengan : $Pi^{saturated}$ = tekanan saturated bahan ; mmHg
T = temperatur operasi ; Kelvin
A , B , C = konstanta Antoine

$$\ln Pi^{saturated} = A - \frac{B}{C+T}$$ (A , B , C : bilangan Antoine)

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}}$$

yi = Ki . xi

Data Bilangan Antoine dari Sherwood :

Komponen	Sherwood No. ref	Konstanta Antoine		
		A	**B**	**C**
CH_3CHO	**92**	16,2481	2465,15	-37,15
C_2H_5OH	**102**	18,9119	3503,98	-41,68
H_2O	**20**	18,3034	3816,44	-46,13

Trial Suhu Bubble Point Feed :

Suhu trial = 85,5°C = 358,65 K

Tekanan operasi = 2 atm = 1520 mmHg

Dengan suhu trial, didapat P saturated masing-masing komponen :

$$\ln Pi^{\text{saturated}} = A - \frac{B}{C+T}$$

$$P^{sat}\ CH_3CHO = EXP\left[16,2481 - \frac{2465,15}{(-37,15)+358,65}\right] = 5326,4932 \text{ mmHg}$$

$$P^{sat}\ C_2H_5OH = EXP\left[18,9119 - \frac{3503,98}{(-41,68)+358,65}\right] = 2584,5047 \text{ mmHg}$$

$$P^{sat}\ H_2O = EXP\left[18,3034 - \frac{3816,44}{(-46,13)+358,65}\right] = 442,1166 \text{ mmHg}$$

Dengan P saturated dengan suhu trial didapat harga K masing-masing komponen :

$$Ki = \frac{Pi^{\text{saturated}}}{P_{\text{total}}} \quad ; \quad P \text{ total} = 2 \text{ atm} = 1520 \text{ mmHg}$$

$$K_{CH3CHO} = \frac{5326,4932}{1520} = 3,5043$$

$$K_{C2H5OH} = \frac{2584,5047}{1520} = 1,7003$$

$$K_{H2O} = \frac{442,1166}{1520} = 0,2909$$

Fraksi Mol liquid Feed :

x_{CH3CHO} = 0,18576

x_{C2H5OH} = 0,07961

x_{H2O} = 0,73463

\+

Total = 1,00000

Fraksi mol uap Feed , $y_i = K_i . x_i$

y_{CH3CHO} = 3,5043 x 0,18576 = 0,65096

y_{C2H5OH} = 1,7003 x 0,07961 = 0,13536

y_{H2O} = 0,2909 x 0,73463 = 0,21368

\+

Total = 1,00000

Karena $\Sigma\ y_i = 1$, maka trial suhu adalah benar.

Hasil perhitungan trial bubble point feed pada tekanan 2 atm (1520 mmHg) :

Suhu boiling point = 85,5 °C = 358,65 K

Komponen	**P_i saturated**	**$K_i = P_i^{sat} / P_{total}$**	**x_i**	**$y_i = K_i . x_i$**
CH_3CHO	5326,4932	3,5043	0,18576	0,65096
C_2H_5OH	2584,5047	1,7003	0,07961	0,13536
H_2O	442,1166	0,2909	0,73463	0,21368

			1,00000	1,00000

Perhitungan distribusi komponen :

Diharapkan : - Kemurnian acetaldehyde minimum 99,7% sebagai produk atas.
- Acetaldehdye seluruhnya berada pada produk atas.

Distribusi komponen produk atas :

CH_3CHO = 100,00% sebagai produk atas (trial)
C_2H_5OH = 0,10% sebagai produk atas (trial)
H_2O = 0,10% sebagai produk atas (trial)

Distribusi mol masing-masing komponen :

Distilat = % distribusi x Feed (contoh H_2O : 0,1% x 59,27969 kmol = 0,05928 kmol)

Bottom = Feed - Distilat

Komponen	Feed (kmol)	X_F	Distilat (kmol)	X_D	Bottom (kmol)	X_B
CH_3CHO	14,98989	0,18576	14,98989	0,99564	0,00000	0,00000
C_2H_5OH	6,42424	0,07961	0,00642	0,00043	6,41782	0,09778
H_2O	59,27969	0,73463	0,05928	0,00393	59,22041	0,90222
	80,69382	1,00000	15,05559	1,00000	65,63823	1,00000

Distribusi berat masing-masing komponen : (Mol komponen x BM komponen)

Komponen	Feed (kg)	Distilat (kg)	Bottom (kg)
CH_3CHO	659,5553	659,5553	0,0000
C_2H_5OH	295,5150	0,2953	295,2197
H_2O	1067,0345	1,0670	1065,9675
	2022,1048	660,9176	1361,1872

Kadar produk atas (distilat) :

Komponen	Berat (kg/j)	% Berat
CH_3CHO	659,5553	99,7939%
C_2H_5OH	0,2953	0,0447%
H_2O	1,0670	0,1614%
	660,9176	100,0000%

Kadar acetaldehyde pada produk atas diatas 99,7%, maka distribusi komponen memenuhi.

Perhitungan Kondisi suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi :

Perhitungan analog dengan cara trial bubble point feed.

Kondisi operasi puncak kolom distilasi pada dew point distilat

Trial dew point atas pada tekanan 1520 mmHg (2 atm) T = 43,22°C (316,37 K)

Komponen	Fraksi mol , y_i	$P^{saturated}$	K_i	$x_i = y_i / K_i$
CH_3CHO	0,99564	1668,03008	1,09739	0,90729
C_2H_5OH	0,00043	471,43202	0,31015	0,00139
H_2O	0,00393	65,43062	0,04305	0,09132
	1,00000			1,00000

Kondisi operasi dasar menara distilasi pada bubble point bottom

Trial bubble point bawah pada tekanan 1520 mmHg (2 atm) T = 109,842°C (382,992 K)

Komponen	Fraksi mol , x_i	$P^{satureated}$	K_i	$y_i = K_i \cdot x_i$
CH_3CHO	0,00000	9137,4264	6,01146	0,00000
C_2H_5OH	0,09778	5685,6001	3,74053	0,36575
H_2O	0,90222	1068,5019	0,70296	0,63425
	1,00000			1,00000

Penentuan komponen kunci berdasarkan harga K :

Dari trial bubble point feed, didapat harga K masing-masing komponen :

Komponen	P_I saturated	$K_i = P_i^{sat} / P_{total}$	x_I	$Y_i = K_i \cdot x_i$
CH_3CHO	5326,4932	3,50430	0,18576	0,65096
C_2H_5OH	2584,5047	1,70030	0,07961	0,13536
H_2O	442,1166	0,29090	0,73463	0,21368
			1,00000	1,00000

Pemilihan komponen kunci (Key Component) :

Light Key = C_2H_5OH (K komponen kunci , Harga K lebih besar)

Heavy Key = H_2O (K komponen kunci , Harga K lebih kecil)

α ij = $K_{Komponen} / K_{HK}$ (Perry 6ed,p.13-38)

[i = komponen dan j = Heavy Key]

Komponen	K feed	α ij (F)	K distilat	α ij (D)	K Bottom	α ij (B)
CH_3CHO	3,50430	12,0464	1,097388	25,4931	6,011465	8,5516
C_2H_5OH	1,70030	5,8450	0,310153	7,2051	3,740526	5,3211
H_2O	0,29090	1,0000	0,043046	1,0000	0,702962	1,0000

Perhitungan Refluks minimum untuk proses distilasi :

Perhitungan Trial θ berdasarkan Perry 6ed, halaman 13-37 s/d 13-38 :

Persamaan Underwood $= (1-q) = \sum_{1}^{n} \frac{xf}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$ (Perry 6ed, pers.13-43, p.13-37)

Trial θ dilakukan sehingga mencapai hasil (1 – q) = 0 , sehingga q = 1, maka feed masuk pada kondisi liquida jenuh dan nilai (R_{min}+1) positif. (Perry 6ed, p.13-37,13-38).

Trial θ = 2,84454

Komponen	X_F	αi (F)	(αi . X_F)	(αi - θ)	(αi . X_F) / (αi - θ)
CH_3CHO	0,18576	12,0464	2,23775	9,20187	0,24319
C_2H_5OH	0,07961	5,8450	0,46532	3,00042	0,15509
H_2O	0,73463	1,0000	0,73463	-1,84454	-0,39828
	1,00000				0,00000

(1 – q) = 0 , maka q = 1 : Feed masuk pada kondisi liquida jenuh.

Reflux minimum , $R_{min} + 1 = \sum_{1}^{n} \frac{x_n}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$ (Perry 6ed, pers.13-42, p.13-37)

Trial θ = 2,84454

Komponen	X_D	αi (D)	(αi . X_D)	(αi - θ)	(αi . X_D) / (αi - θ)
CH_3CHO	0,99564	25,4931	25,38197	22,64857	1,12069
C_2H_5OH	0,00043	7,2051	0,00310	4,36053	0,00072
H_2O	0,00393	1,0000	0,00393	-1,84454	-0,00214
	1,00000				1,11927

Rmin + 1 = 1,11927 ; sehingga Rmin = 1,11927 – 1 = 0,11927

Optimum Reflux Ratio (Ropt) = 1,1 s/d 1,5 x Rmin (Perry 6ed,p.13-34)

Digunakan Ropt = 1,5 x Rmin

Ropt = 1,5 x Rmin = 1,5 x 0,11927 = 0,1789
Ropt = L / D (Perry 6ed,p.13-34)
Mol Distilat = 15,05559 kmol
L = Ropt x D = 0,1789 x 15,05559 = 2,6934 kmol

Komposisi Reflux (L) :

Komponen	X_L	Kmol	BM	Kg
CH_3CHO	0,99564	2,68166	44	117,9930
C_2H_5OH	0,00043	0,00116	46	0,0534
H_2O	0,00393	0,01059	18	0,1906
	1,00000	2,69341		118,2370

Uap keluar menara distilasi menuju kondensor (V)

V = L + D (Perry 6ed,p.13-31)

= 2,6934 + 15,05559 = 17,74899 kmol

Komposisi Uap (V) :

Komponen	Y_V	Kmol	BM	Kg
CH_3CHO	0,99564	17,67160	44	777,5504
C_2H_5OH	0,00043	0,00763	46	0,3510
H_2O	0,00393	0,06975	18	1,2555
	1,00000	17,74898		779,1569

Neraca massa :

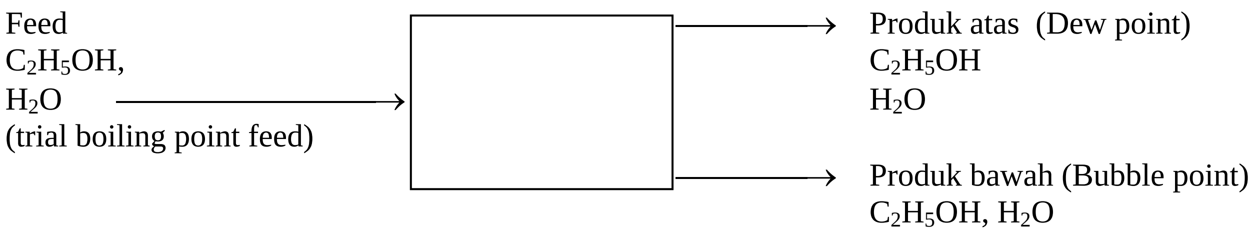
Komponen	Masuk (kg/j)	Komponen	Keluar (kg/j)
* Campuran dr F-232		* Produk atas ke F-310	
CH_3CHO	659,5553	CH_3CHO	659,5553
C_2H_5OH	295,5150	C_2H_5OH	0,2953
H_2O	1067,0345	H_2O	1,0670
	2022,1048		660,9176
		* Produk bawah ke D-230	
		C_2H_5OH	295,2197
		H_2O	1065,9675
			1361,1872
	2022,1048		2022,1048

5. KOLOM DISTILASI-2 (D - 250)

Fungsi : Memurnikan ethanol sampai dengan 99,5%.

Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)

* Suhu operasi = Trial boiling point feed.
* Sistem kerja = continuous



Feed masuk :

Komponen	Berat (kg)	B M	kmol	Fraksi Mol	Titik Didih pada 1 atm (°C)
C_2H_5OH	295,2197	46	6,41782	0,09778	78,4
H_2O	1065,9675	18	59,22042	0,90222	100,00
	1361,1872		65,63824	1,00000	

Data titik didih dihitung berdasarkan metode $T^{saturated}$ persamaan Antoine.

Perhitungan boiling point feed dengan persamaan Antoine.
Dari Sherwood , Appendix A :

Persamaan Antoine : $\ln Pi^{saturated} = A - \dfrac{B}{C+T}$

Dengan : $Pi^{saturated}$ = tekanan saturated bahan ; mmHg
T = temperatur operasi ; Kelvin
A , B , C = konstanta Antoine

$\ln Pi^{saturated} = A - \dfrac{B}{C+T}$ (A , B , C : bilangan Antoine)

$Ki = \dfrac{Pi^{saturated}}{P_{total}}$

yi = Ki . xi

Data Bilangan Antoine dari Sherwood :

Komponen	Sherwood No. ref	Konstanta Antoine		
		A	B	C
C_2H_5OH	**102**	18,9119	3503,98	-41,68
H_2O	**20**	18,3034	3816,44	-46,13

Trial Suhu Bubble Point Feed :
Suhu trial = 89,66°C = 362,81 K
Tekanan operasi = 1 atm = 760 mmHg
Dengan suhu trial, didapat P saturated masing-masing komponen :

$\ln Pi^{saturated} = A - \dfrac{B}{C+T}$

$P^{sat}\ C_2H_5OH = EXP\left[18,9119 - \dfrac{3503,98}{(-41,68)+362,81}\right] = 2982,4292$ mmHg

$P^{sat}\ H_2O = EXP\left[18,3034 - \dfrac{3816,44}{(-46,13)+362,81}\right] = 519,0455$ mmHg

Dengan P saturated dengan suhu trial didapat harga K masing-masing komponen :

$Ki = \dfrac{Pi^{saturated}}{P_{total}}$; P total = 1 atm = 760 mmHg

$K_{C2H5OH} = \dfrac{2982,4292}{760} = 3,9242$

$K_{H2O} = \dfrac{519,0455}{760} = 0,6830$

Fraksi Mol liquid Feed :
x_{C2H5OH} = 0,09778
x_{H2O} = 0,90222
———————————— +
Total = 1,00000

Fraksi mol uap Feed , $y_i = K_i \cdot x_i$

y_{C2H5OH} = 3,9242 x 0,09778 = 0,38371

y_{H2O} = 0,6830 x 0,90222 = 0,61629

Total = 1,00000

Karena $\Sigma\, y_i = 1$, maka trial suhu adalah benar.

Hasil perhitungan trial bubble point feed pada tekanan 1 atm (760 mmHg) :

Suhu boiling point = 89,66 °C = 362,81 K

Komponen	**P_i saturated**	**$K_i = P_i^{sat} / P_{total}$**	**x_i**	**$y_i = K_i \cdot x_i$**
C_2H_5OH	2982,4292	3,9242	0,09778	0,38371
H_2O	519,0455	0,6830	0,90222	0,61629
			1,00000	1,00000

Perhitungan distribusi komponen :

Diharapkan : - Kemurnian ethanol 99,5% sebagai produk atas.

Distribusi komponen produk atas :

C_2H_5OH = 99,0000% sebagai produk atas (trial)

H_2O = 0,1377% sebagai produk atas (trial)

Distribusi mol masing-masing komponen :

Distilat = % distribusi x Feed (contoh H_2O : 0,1377% x 59,22042 kmol = 0,08155 kmol)

Bottom = Feed - Distilat

Komponen	**Feed (kmol)**	**X_F**	**Distilat (kmol)**	**X_D**	**Bottom (kmol)**	**X_B**
C_2H_5OH	6,41782	0,09778	6,35364	0,98733	0,06418	0,00108
H_2O	59,22042	0,90222	0,08155	0,01267	59,13887	0,99892
	65,63824	1,00000	6,43519	1,00000	59,20305	1,00000

Distribusi berat masing-masing komponen : (Mol komponen x BM komponen)

Komponen	**Feed (kg)**	**Distilat (kg)**	**Bottom (kg)**
C_2H_5OH	295,2197	292,2674	2,9523
H_2O	1065,9675	1,4679	1064,4996
	1361,1872	293,7353	1067,4519

Kadar produk atas (distilat) :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**% Berat**
C_2H_5OH	292,2674	99,500%
H_2O	1,4679	0,499%
	293,7353	100,000%

Kadar ethanol pada produk atas = 99,5%, maka distribusi komponen memenuhi.

Perhitungan Kondisi suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi :

Perhitungan analog dengan cara trial bubble point feed.

Kondisi operasi puncak kolom distilasi pada dew point distilat

Trial dew point atas pada tekanan 760 mmHg (1 atm) T = 55,542 °C (328,692 K)

Komponen	Fraksi mol , y_i	$P^{saturated}$	K_i	$x_i = y_i / K_i$
C_2H_5OH	0,98733	815,18975	1,07262	0,92049
H_2O	0,01267	121,12731	0,15938	0,07951
	1,00000			1,00000

Kondisi operasi dasar menara distilasi pada bubble point bottom

Trial bubble point bawah pada tekanan 760 mmHg (1 atm) T = 99,87 °C (373,02 K)

Komponen	Fraksi mol , x_i	$P^{satureated}$	K_i	$y_i = K_i . x_i$
C_2H_5OH	0,00108	4174,3771	5,49260	0,00593
H_2O	0,99892	756,2729	0,99510	0,99407
	1,00000			1,00000

Penentuan komponen kunci berdasarkan harga K :

Dari trial bubble point feed, didapat harga K masing-masing komponen :

Komponen	P_I saturated	$K_i = P_i^{sat} / P_{total}$	x_I	$Y_i = K_i . x_i$
C_2H_5OH	2982,4292	3,92420	0,09778	0,38371
H_2O	519,0455	0,68300	0,90222	0,61629
			1,00000	1,00000

Pemilihan komponen kunci (Key Component) :

Light Key = C_2H_5OH (K komponen kunci , Harga K lebih besar)

Heavy Key = H_2O (K komponen kunci , Harga K lebih kecil)

α ij = $K_{Komponen} / K_{HK}$ (Perry ^{6ed},p.13-38)

[i = komponen dan j = Heavy Key]

Komponen	K feed	α ij (F)	K distilat	α ij (D)	K Bottom	α ij (B)
C_2H_5OH	3,92420	5,7455	1,072618	6,7300	5,492601	5,5197
H_2O	0,68300	1,0000	0,159378	1,0000	0,995096	1,0000

Perhitungan Refluks minimum untuk proses distilasi :

Perhitungan Trial θ berdasarkan Perry ^{6ed}, halaman 13-37 s/d 13-38 :

Persamaan Underwood $= (1 - q) = \sum_{1}^{n} \frac{xf}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$ (Perry ^{6ed}, pers.13-43, p.13-37)

Trial θ dilakukan sehingga mencapai hasil (1 – q) = 0 , sehingga q = 1, maka feed masuk pada kondisi liquida jenuh dan nilai (R_{min}+1) positif. (Perry[6ed], p.13-37,13-38).

Trial θ = 3,9245

Komponen	X_F	αi (F)	(αi . X_F)	(αi - θ)	(αi . X_F) / (αi - θ)
C_2H_5OH	0,09778	5,7455	0,56180	1,82103	0,30851
H_2O	0,90222	1,0000	0,90222	-2,92450	-0,30851
	1,00000				0,00000

(1 – q) = 0 , maka q = 1 : Feed masuk pada kondisi liquida jenuh.

Reflux minimum , R_{min} + 1 = $\sum_{1}^{n} \frac{x_n}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$ (Perry [6ed], pers.13-42, p.13-37)

Trial θ = 3,9245

Komponen	X_D	αi (D)	(αi . X_D)	(αi - θ)	(αi . X_D) / (αi - θ)
C_2H_5OH	0,98733	6,7300	6,64476	2,80552	2,36846
H_2O	0,01267	1,0000	0,01267	-2,92450	-0,00434
	1,00000				2,36412

Rmin + 1 = 2,36412 ; sehingga Rmin = 2,36412 – 1 = 1,36412

Optimum Reflux Ratio (Ropt) = 1,1 s/d 1,5 x Rmin (Perry [6ed],p.13-34)

Digunakan Ropt = 1,5 x Rmin

Ropt = 1,5 x Rmin = 1,5 x 1,36412 = 1,36412

Ropt = L / D (Perry 6ed,p.13-34)

Mol Distilat = 6,43519 kmol

L = Ropt x D = 1,36412 x 6,43519 = 13,1677 kmol

Komposisi Reflux (L) :

Komponen	X_L	Kmol	BM	Kg
C_2H_5OH	0,98733	13,00087	46	598,0400
H_2O	0,01267	0,16683	18	3,0029
	1,00000	13,16770		601,0429

Uap keluar menara distilasi menuju kondensor (V)

V = L + D (Perry 6ed,p.13-31)

= 13,1677 + 6,43519 = 19,60289 kmol

Komposisi Uap (V) :

Komponen	Y_V	Kmol	BM	Kg
C_2H_5OH	0,98733	19,35452	46	890,3079
H_2O	0,01267	0,24837	18	4,4707
	1,00000	19,60289		894,7786

Neraca massa :

Komponen	Masuk (kg/j)	Komponen	Keluar (kg/j)
* Campuran dr D-240		* Produk atas ke V-112	
C_2H_5OH	295,2197	C_2H_5OH	292,2674
H_2O	1065,9675	H_2O	1,4679
	1361,1872		293,7353
		* Produk bawah ke WTP	
		C_2H_5OH	2,9523
		H_2O	1064,4996
			1067,4519
	1361,1872		1361,1872

Perhitungan recycle ethanol :

Fresh feed = Feed ethanol dari supplier - Recycle ethanol

Komposisi feed :

Komponen	Berat (kg/j)
C_2H_5OH	995,0000
H_2O	5,0000
	1000,0000

Komposisi recycle :

Komponen	Berat (kg/j)
C_2H_5OH	292,2674
H_2O	1,4679
	293,7353

Fresh feed :

C_2H_5OH = 995,0000 - 292,2674 = 702,7326 kg

H_2O = 5,0000 - 1,4679 = 3,5321 kg

Neraca massa vaporizer V-112 pada kondisi recycle :

Komponen	Masuk (kg/j)	Komponen	Keluar (kg/j)
* Fresh ethanol dr F-110		* Uap ethanol ke R-210	
C_2H_5OH	702,7326	C_2H_5OH	995,0000
H_2O	3,5321	H_2O	5,0000
	706,2647		1000,0000
* Recycle ethanol dr D-250			
C_2H_5OH	292,2674		
H_2O	1,4679		

293,7353	
1000,0000	1000,0000

Tinjauan kapasitas produksi :

Produk acetaldehyde dari distilasi-1 = 660,9176 kg/jam

= 15.862,0224 kg/hari (24 jam proses)

= 5.234.467,3920 kg/th (330 hari kerja)

= 5.234,4674 ton/th

Rencana kapasitas produksi terpasang = 120.000 ton/th

Faktor scale-up pabrik $= \dfrac{120.000}{5.234,4674} = 22,925$

Maka kebutuhan ethanol = 1000 kg/jam x 22,925 = 22.925 kg/jam

APPENDIX B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 120.000 ton/tahun
Waktu operasi = 24 jam / hari ; 330 hari / tahun
Satuan massa = kilogram
Satuan panas = kilokalori

Persamaan Panas untuk kondisi aliran steady ; $Q = \Delta H = H_2 - H_1$

H $= n \cdot Cp \cdot \Delta T = n\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (Himmelblau : 386)

Dengan : ΔH = panas ; kkal
n = berat bahan ; kmol
Cp = spesific heat ; kkal/kmol Kelvin
T_{ref} = suhu reference ; Kelvin
T = suhu bahan ; Kelvin

Cp $= A + B.T + C.T^2 + D.T^3$ (Sherwood Appendix A)

Dengan : Cp = Spesific heat ; kkal/kmol . Kelvin
A,B,C,D = Konstanta
T = Suhu bahan ; Kelvin

Perhitungan Integrasi H , (Himmelblau : 386) :

Cp $= A + B.T + C.T^2 + DT^3$ (Sherwood, Appendix A)

Cp = kkal/kmol.K

$$H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT = \int_{T_{ref}}^{T} \left(A + B.T + C.T^2 + DT^3\right) dT$$

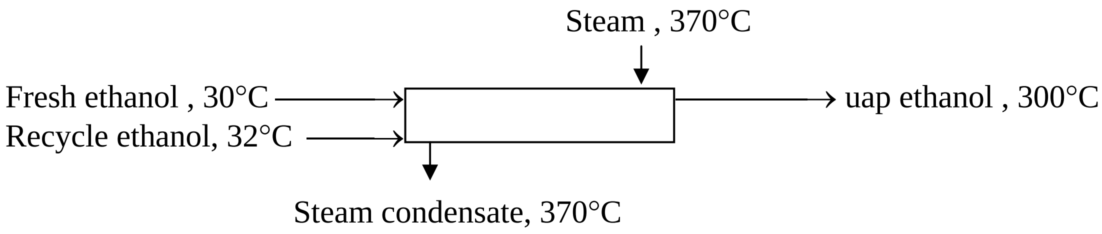
$$= A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^{\,2}) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^{\,3}) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^{\,4})$$

= kkal/kmol.K x K = kkal/kmol

Data Konstanta heat capacities (A,B,C,D) :

Komponen	BM	A	B	C	D	Literature
C_2H_5OH	46	2,153	$5{,}113.10^{-2}$	$-2{,}004.10^{-5}$	$3{,}280.10^{-10}$	(Sherwood ; App.A:243)
CH_3CHO	44	1,843	$4{,}353.10^{-2}$	$-2{,}404.10^{-5}$	$5{,}685.10^{-9}$	(Sherwood ; App.A:22)
O_2	32	6,713	$-8{,}790.10^{-7}$	$4{,}170.10^{-6}$	$-2{,}544.10^{-9}$	(Sherwood ; App.A:244)
N_2	28	7,440	$-3{,}240.10^{-3}$	$6{,}400.10^{-6}$	$-2{,}790.10^{-9}$	(Sherwood ; App.A:430)
H_2O (G)	18	8,22	0,00015	0,00000134		(Perry 7[ed] ; T.2-194)
H_2O (L)	18	7,701	$4{,}505.10^{-4}$	$2{,}521.10^{-6}$	$-8{,}590.10^{-10}$	(Sherwood ; App.A:20)

1. VAPORIZER (V - 112)
Fungsi : Menguapkan ethanol dengan bantuan steam.
Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)
* Suhu operasi = diatas titik didih ethanol.
* Titik didih ethanol = 78,4°C.
* Sistem kerja = kontinyu



Neraca energi total :

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Entalpi bahan masuk :

1. Entalpi ethanol dari F-110 pada suhu = 30°C (303,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Massa bahan :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	kmol
C_2H_5OH	16110,1475	46	350,2206
H_2O	80,9747	18	4,4986
	16191,1222		

Data kapasitas panas bahan pada suhu 30°C (303,15 K) :

$$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT\ C_2H_5OH = A\ (T-T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2-T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3-T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4-T_{ref}^4)$$

$$= 2{,}153\ (303{,}15 - 298{,}15) + \frac{5{,}13\times10^{-2}}{2}(303{,}15^2 - 298{,}15^2)$$

$$+ \frac{-2{,}004\times10^{-5}}{3}(303{,}15^3-298{,}15^3) + \frac{3{,}280\times10^{-10}}{4}(303{,}15^4-298{,}15^4)$$

$$= 78{,}61 \text{ kkal/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT\ H_2O \text{ liquid} = A\ (T-T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2-T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3-T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4-T_{ref}^4)$$

$$= 7{,}701\ (303{,}15 - 298{,}15) + \frac{4{,}505\times10^{-4}}{2}(303{,}15^2 - 298{,}15^2)$$

$$+ \frac{2{,}521\times10^{-6}}{3}(303{,}15^3-298{,}15^3) + \frac{-8{,}590\times10^{-10}}{4}(303{,}15^4-298{,}15^4)$$

$$= 40{,}22 \text{ kkal/kmol}$$

Data kapasitas panas :

Komponen	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **(kkal/kmol)**
C_2H_5OH	78,61
H_2O	40,22

Entalpi bahan : $H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

H C_2H_5OH	= 350,2206 (kmol) x 78,61 (kkal/kmol)	= 27530,8414 kkal
H H_2O	= 4,4986 (kmol) x 40,22 (kkal/kmol)	= 180,9337 kkal
		+
	Entalpi total	= 27711,7751 kkal

2. Entalpi ethanol dari D-250 pada suhu = 32°C (305,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Massa bahan :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	kmol
C_2H_5OH	6700,2275	46	145,6572
H_2O	33,6503	18	1,8695
	6733,8778		

Data kapasitas panas bahan pada suhu 32°C (305,15 K) :

$$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT\ C_2H_5OH = A\ (T-T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2-T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3-T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4-T_{ref}^4)$$

$$= 2{,}153\ (305{,}15 - 298{,}15) + \frac{5{,}13\times10^{-2}}{2}(305{,}15^2 - 298{,}15^2)$$

$$+ \frac{-2{,}004\times10^{-5}}{3}(305{,}15^3-298{,}15^3) + \frac{3{,}280\times10^{-10}}{4}(305{,}15^4-298{,}15^4)$$

$$= 110{,}33 \text{ kkal/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT\ H_2O\ \text{liquid} = A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= 7{,}701\,(305{,}15 - 298{,}15) + \frac{4{,}505 \times 10^{-4}}{2}(305{,}15^2 - 298{,}15^2)$$

$$+ \frac{2{,}521 \times 10^{-6}}{3}(305{,}15^3 - 298{,}15^3) + \frac{-8{,}590 \times 10^{-10}}{4}(305{,}15^4 - 298{,}15^4)$$

= 56,32 kkal/kmol

Data kapasitas panas :

Komponen	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **(kkal/kmol)**
C_2H_5OH	110,33
H_2O	56,32

Entalpi bahan : $H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

H C_2H_5OH = 145,6572 (kmol) x 110,33 (kkal/kmol) = 16070,3589 kkal
H H_2O = 1,8695 (kmol) x 56,32 (kkal/kmol) = 105,2903 kkal
—————————————————————————— +
Entalpi total = 16175,6492 kkal

Total entalpi bahan masuk = 27711,7751 + 16175,6492 = 43887,4243 kkal

Entalpi bahan keluar :

Entalpi uap ethanol ke R-210 pada suhu = 300°C (573,15 Kelvin)

$H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT + (n\ .\ \lambda)$ (terjadi perubahan fase)

Massa bahan :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	kmol
C_2H_5OH	22810,3750	46	495,8778
H_2O	114,6250	18	6,3681
	22925,0000		

Data kapasitas panas bahan pada suhu 300°C (573,15 K) :

$$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT\ C_2H_5OH = A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= 2{,}153\,(573{,}15 - 298{,}15) + \frac{5{,}13 \times 10^{-2}}{2}(573{,}15^2 - 298{,}15^2)$$

$$+ \frac{-2{,}004 \times 10^{-5}}{3}(573{,}15^3 - 298{,}15^3) + \frac{3{,}280 \times 10^{-10}}{4}(573{,}15^4 - 298{,}15^4)$$

= 5645,17 kkal/kmol

$$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT\ H_2O\ \text{gas} = A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3)$$

$$= 8{,}220\,(573{,}15 - 298{,}15) + \frac{1{,}500 \times 10^{-4}}{2}(573{,}15^2 - 298{,}15^2)$$

$$+ \frac{0{,}00000134}{3}(573{,}15^3 - 298{,}15^3)$$

= 5645,17 kkal/kmol

Data kapasitas panas :

Komponen	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **(kkal/kmol)**
C_2H_5OH	5645,17
H_2O	2287,29

Entalpi bahan :

$H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT + (n\ .\ \lambda)$ (terjadi perubahan fase)

λ C_2H_5OH = 9260 kkal/kmol (Sherwood, Appendix A)
λ H_2O = 9717 kkal/kmol (Sherwood, Appendix A)

H C_2H_5OH = [495,8778 (kmol) x 5645,17 (kkal/kmol)]
[495,8778 (kmol) x 9260 (kkal/kmol)] = 7391142,9082 kkal
H H_2O = [6,3681 (kmol) x 2287,29 (kkal/kmol)]
[6,3681 (kmol) x 9717 (kkal/kmol)] = 76444,5191 kkal
+

Entalpi total = 7467587,4273 kkal

Neraca energi total :

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Asumsi Q_{loss} = 5% dari Q_{supply} (Kehilangan maksimum = 10% : Ulrich, hal. 432)

43887,4243 + Q supply = 7467587,4273 + 5% Q supply

Q supply = 7814421,0558 kkal

Q loss = 390721,0528 kkal

Kebutuhan Steam :

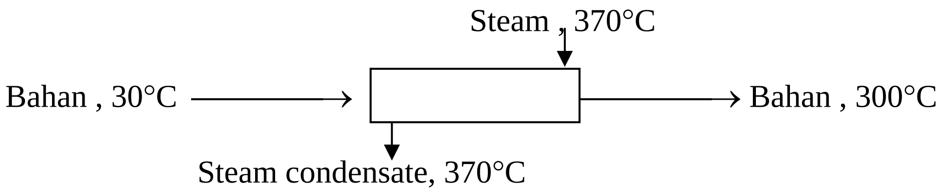
Dipakai Steam pada tekanan steam 33 atm dan suhu steam 370°C. (Ulrich : 426)
λ_{steam} = 552 kkal/kg (Smith ; Steam Table C-3)
Q_{steam} = $M_{steam}\ .\ \lambda$
M steam = Q / λ = 7814421,0558 (kkal) / 552 (kkal/kg) = 14157 kg

Neraca energi :

Komponen	Masuk (kkal/j)	Komponen	Keluar (kkal/j)
* H Fresh ethanol dr F-110		* H Uap ethanol ke R-210	
C_2H_5OH	27530,8414	C_2H_5OH	7391142,9082
H_2O	180,9337	H_2O	76444,5191
	27711,7751		7467587,4273
* H Recycle ethanol dr D-250			
C_2H_5OH	16070,3589		
H_2O	105,2903		
	16175,6492		
* Q supply	7814421,0558	* Q loss	390721,0528
	7858308,4801		7858308,4801

2. HEATER-1 (E - 121)

Fungsi : Memanaskan udara kering sampai dengan 300°C.
Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)
* Suhu operasi = pre-heating untuk reaktor R-210
* Sistem kerja = kontinyu



Neraca energi total :

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Entalpi bahan masuk :

Entalpi udara kering pada suhu = 30°C (303,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	**H = n** $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal)
O_2	6664,5965	32	208,2687	35,10	7310,2314
N_2	25071,5773	28	895,4135	34,84	31196,2064
	31736,1738				38506,4378

Entalpi bahan keluar :

Entalpi udara kering pada suhu = 300°C (573,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	**H = n** $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal)
O_2	6664,5965	32	208,2687	2007,23	418043,1827
N_2	25071,5773	28	895,4135	1933,2	1731013,3782
	31736,1738				2149056,5609

Neraca energi total :
H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Asumsi Q_{loss} = 5% dari Q_{supply} (Kehilangan maksimum = 10% : Ulrich, hal. 432)

38506,4378 + Q supply = 2149056,5609 + 5% Q supply

Q supply = 2221631,7085 kkal

Q loss = 111081,5854 kkal

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan steam 33 atm dan suhu steam 370°C. (Ulrich : 426)

λ_{steam} = 552 kkal/kg (Smith ; Steam Table C-3)

Q_{steam} = $M_{steam} \cdot \lambda$

M steam = Q / λ = 2221631,7085 (kkal) / 552 (kkal/kg) = 4025 kg

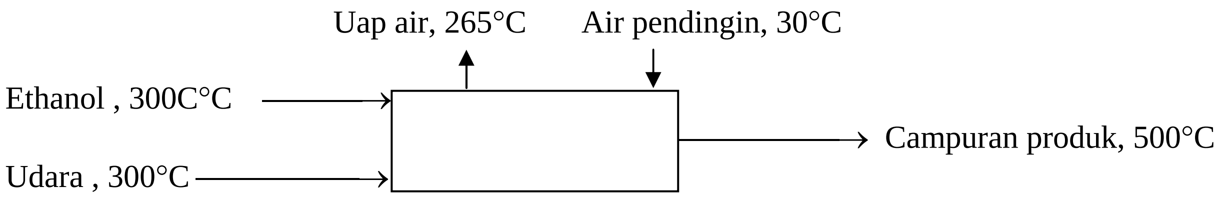
Neraca energi :

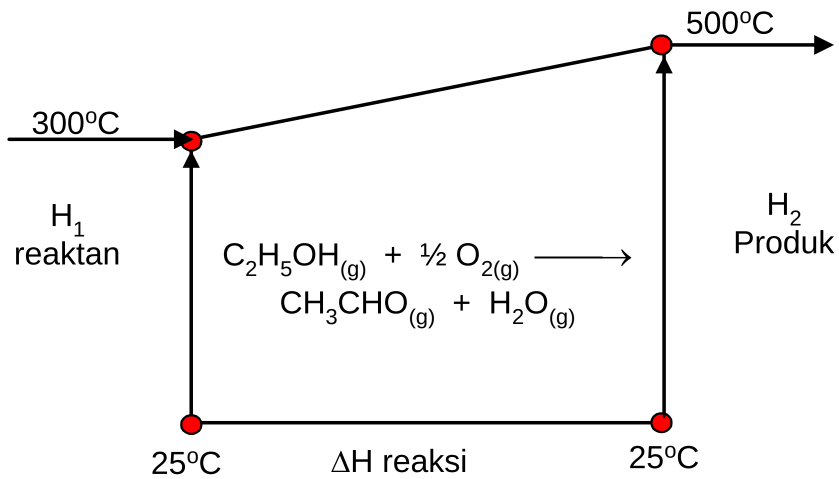
Komponen	Masuk (kkal/j)	Komponen	Keluar (kkal/j)
* H Udara kering		* H Udara kering ke R-210	
O_2	7310,2314	O_2	418043,1827
N_2	31196,2064	N_2	1731013,3782
	38506,4378		2149056,5609
* Q supply	2221631,7085	* Q loss	111081,5854
	2260138,1463		2260138,1463

3. REAKTOR (R - 210)

Fungsi : Oksidasi ethanol menjadi acetaldehyde.

Kondisi operasi :
* Tekanan operasi = 1 atm (atmospheric pressure)
* Suhu operasi = 500°C (Ullmann's)
* Waktu kontak = 2,4 detik (US.Patent : 4,220,803 : 4)
* Konversi ethanol = 70% (Ullmann's)





$\Delta H_R = \Delta HF_{produk} - \Delta HF_{reaktan}$

Neraca energi total :

$Q = \Delta H reaksi + (H_2 - H_1)$

H bahan masuk + ΔH Reaksi = H bahan keluar + Q serap

Entalpi bahan masuk :

1. Entalpi uap ethanol dr V-112 pada suhu = 300°C (573,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar vaporizer

Entalpi bahan masuk = 7467587,4273 kkal

2. Entalpi udara kering pada suhu = 300°C (573,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar heater

Entalpi bahan masuk = 2149056,5609 kkal

Total entalpi bahan masuk = 7467587,4273 + 2149056,5609 = 9616643,9882 kkal

Entalpi bahan keluar :
Entalpi campuran uap pada suhu = 500°C (773,15 Kelvin) ,

$H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT + n \cdot \lambda$ (terjadi perubahan fase)

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	λ (kkal/kmol)	$H = n\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT + (n \cdot \lambda)$ (kkal)
CH_3CHO	15273,0337	44	347,1145	8956,48	6150	5243678,2520
C_2H_5OH	6843,1125	46	148,7634	11150,35	9260	3036313,0612
H_2O	6362,6842	18	353,4825	4065,95	9717	4872031,6234
O_2	1110,7661	32	34,7115	3571,78		123981,8415
N_2	25071,5773	28	895,4135	3395,31		3040206,4107
	54661,1738					16316211,1888

Panas Reaksi :

Berdasarkan Himmelblau halaman 456 :
Panas Reaksi Standar, 25°C :
ΔH reaksi pada suhu standar :
$\Delta H°_R{}^{25°C} = [\Sigma\ \Delta H°_F{}^{25°C}\ \text{produk}] - [\Sigma\ \Delta H°_F{}^{25°C}\ \text{reaktan}]$
Reaksi yang terjadi :
$C_2H_5OH_{(g)} + \frac{1}{2} O_{2(g)} \longrightarrow CH_3CHO_{(g)} + H_2O_{(g)}$
Data $\Delta H°_F$ komponen : (Sherwood , Appendix A)

Komponen	**$\Delta H°_F$ (kkal/mol)**
C_2H_5OH	-56,12
O_2	0,00
CH_3CHO	-39,76
H_2O (Gas)	-57,80

Tinjauan panas reaksi :
Dari neraca massa : (kapasitas 120.000 ton/th)
mol C_2H_5OH = 347,114402 kmol = 347114,402 mol

mol O_2 = 173,557201 kmol = 173557,201 mol
mol CH_3CHO = 347,114402 kmol = 347114,402 mol
mol H_2O(Gas) = 347,114402 kmol = 347114,402 mol

$\Delta H_R^{o\ 25^o C}$ = [(347114,402 x (-39,76)) + (347114,402 x (-57,80))]

- [(347114,402 x (-56,12)) + (173557,201 x (0,00))]

= -14384420,8189 kkal

Neraca energi total :

H bahan masuk + ΔH reaksi (eksotermis) = H bahan keluar + Q serap

9616643,9882 + 14384420,8189 = 16316211,1888 + Q serap

Q serap = 7684853,6183 kkal

Perhitungan kebutuhan air pendingin (disertai penguapan) :

Suhu air pendingin masuk = 30°C (Ulrich : 427)
Suhu uap air pendingin keluar= 265°C (suhu kalorik = suhu rata-rata)
Cp air pendingin = 1 kkal/kg°C (Perry 6ed ; fig.3-11)
λ air = 9717 kkal/kmol = 540 kkal/kg (Sherwood , Appendix A)
Q serap = (m . Cp . ΔT) + (m . λ)

$$M\ air\ pendingin = \frac{Q\,serap}{(Cp.\Delta T)+(m.\lambda)} = \frac{7684853{,}6183}{(1\times(265-30))+(540)} = 9916\ kg$$

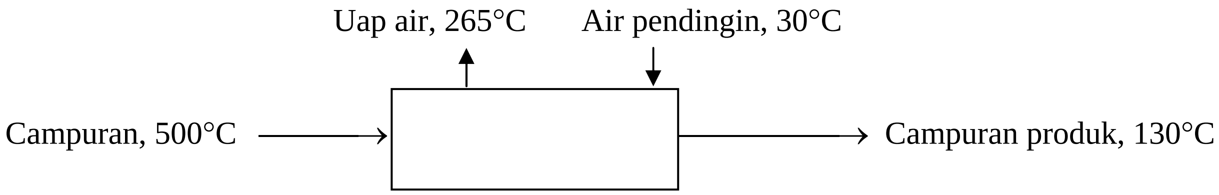
Neraca energi :

Komponen	Masuk (kkal/j)	Komponen	Keluar (kkal/j)
* H Uap ethanol dr V-112		* H Campuran gas ke D-230	
C_2H_5OH	7391142,9082	CH_3CHO	5243678,2520
H_2O	76444,5191	C_2H_5OH	3036313,0612
	7467587,4273	H_2O	4872031,6234
* H Udara kering dr E-121		O_2	123981,8415
O_2	418043,1827	N_2	3040206,4107
N_2	1731013,3782		16316211,1888
	2149056,5609		
* ΔH_R	14384420,8189	* Q serap	7684853,6183
	24001064,8071		24001064,8071

4. SUB-COOLER (E - 220)

Fungsi : Mendinginkan bahan sampai dengan suhu 130°C.

Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)
* Suhu operasi = diatas titik didih air.
* Sistem kerja = continuous



Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Q serap

Entalpi bahan masuk :

1. Entalpi campuran uap dr R-210 pada suhu = 500°C (773,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar reaktor

Entalpi bahan masuk = 16316211,1888 kkal

Entalpi bahan keluar :

Entalpi campuran uap pada suhu = 130°C (403,15 Kelvin) ,

H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **+ n . λ** (terjadi perubahan fase)

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	λ (kkal/kmol)	**H = n** $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **+ (n . λ)** (kkal)
CH_3CHO	15273,0337	44	347,1145	1509,84	6150	2658841,5317
C_2H_5OH	6843,1125	46	148,7634	1849,44	9260	1652678,0665
H_2O	6362,6842	18	353,4825	854,34	9717	3736783,6916
O_2	1110,7661	32	34,7115	747,30		25939,9040
N_2	25071,5773	28	895,4135	732,24		655657,5812
	54661,1738					8729900,7750

Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Q serap

16316211,1888 = 8729900,7750 + Q serap

Q serap = 7586310,4138 kkal

Perhitungan kebutuhan air pendingin (disertai penguapan) :

Suhu air pendingin masuk = 30°C (Ulrich : 427)
Suhu uap air pendingin keluar= 265°C (suhu kalorik = suhu rata-rata)
Cp air pendingin = 1 kkal/kg°C (Perry 6[ed] ; fig.3-11)
λ air = 9717 kkal/kmol = 540 kkal/kg (Sherwood , Appendix A)
Q serap = (m . Cp . ΔT) + (m . λ)

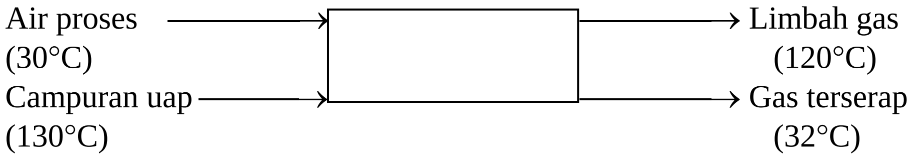
M air pendingin = $\dfrac{Q\,serap}{(Cp.\Delta T)+(m.\lambda)} = \dfrac{7586310{,}4138}{(1\times(265-30))+(540)}$ = 9789 kg

Neraca energi :

Komponen	Masuk (kkal/j)	Komponen	Keluar (kkal/j)
* H Campuran gas dr R-210		* H Campuran gas ke D-230	
CH_3CHO	5243678,2520	CH_3CHO	2658841,5317
C_2H_5OH	3036313,0612	C_2H_5OH	1652678,0665
H_2O	4872031,6234	H_2O	3736783,6916
O_2	123981,8415	O_2	25939,9040
N_2	3040206,4107	N_2	655657,5812
	16316211,1888		8729900,7750
		* Q serap	7586310,4138
	16316211,1888		16316211,1888

5. KOLOM ABSORBER (D - 230)

Fungsi : Menyerap uap acetaldehyde dengan bantuan air proses.
Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (atmospheric pressure)
* Suhu operasi = 32^{o}C (suhu kamar)
* Sistem operasi = kontinyu



Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Q serap

Entalpi bahan masuk :

1. Entalpi campuran uap dr E-220 pada suhu = 130°C (403,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar sub-cooler

Entalpi bahan masuk = 8729900,7750 kkal

2. Entalpi air proses dr utilitas pada suhu = 30°C (303,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	**H = n** $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **+ (n . λ)** (kkal)
H_2O	18162,7186	18	1009,0400	40,22	40583,5888

Total entalpi bahan masuk = 8729900,7750 + 40583,5888 = 8770484,3638 kkal

Entalpi bahan keluar :
1. Entalpi limbah gas pada suhu = 120°C (393,15 Kelvin) ,

H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **+ n .** λ (terjadi perubahan fase)

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	λ (kkal/kmol)	**H = n** $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **+ (n .** λ**)** (kkal)
CH_3CHO	152,7303	44	3,4712	1352,62	6150	26043,0945
C_2H_5OH	68,4311	46	1,4877	1655,90	9260	16239,5844
H_2O	63,6268	18	3,5349	772,04	9717	37077,7075
O_2	1110,7661	32	34,7115	675,16		23435,8163
N_2	25071,5773	28	895,4135	662,35		593077,1317
	26467,1316					695873,3344

2. Entalpi produk bawah ke F-232 pada suhu = 32°C (305,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	**H = n** $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **+ (n .** λ**)** (kkal)
CH_3CHO	15120,3034	44	343,6433	90,60	31134,0830
C_2H_5OH	6774,6814	46	147,2757	110,33	16248,9280
H_2O	24461,7760	18	1358,9876	56,32	76538,1816
	46356,7608				123921,1926

Total entalpi bahan keluar = 695873,3344 + 123921,1926 = 819794,5270 kkal

Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Q serap

8770484,3638 = 819794,5270 + Q serap

Q serap = 7950689,8368 kkal

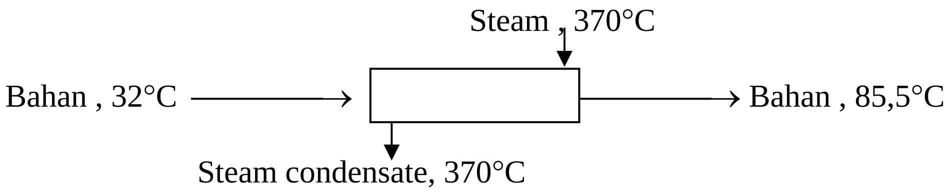
Neraca energi :

Komponen	**Masuk (kkal/j)**	**Komponen**	**Keluar (kkal/j)**
* H Campuran gas dr E-220		* H Limbah gas	
CH_3CHO	2658841,5317	CH_3CHO	26043,0945
C_2H_5OH	1652678,0665	C_2H_5OH	16239,5844
H_2O	3736783,6916	H_2O	37077,7075
O_2	25939,9040	O_2	23435,8163
N_2	655657,5812	N_2	593077,1317
	8729900,7750		695873,3344
* H Air proses dr utilitas		* H Produk bawah ke F-232	

H_2O	40583,5888	CH_3CHO	31134,0830
		C_2H_5OH	16248,9280
		H_2O	76538,1816
			123921,1926
		* Q serap	7950689,8368
	8770484,3638		8770484,3638

6. HEATER (E - 234)

Fungsi : Memanaskan bahan sampai dengan 85,5^{o}C.
Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)
* Suhu operasi = trial boiling point feed kolom distilasi
* Sistem kerja = continuous



Neraca energi total :

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Entalpi bahan masuk :

Entalpi liquid dr F-232 pada suhu = 32°C (305,15 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Entalpi bahan masuk = Entalpi produk bawah kolom absorber

Entalpi bahan masuk = 123921,1926 kkal

Entalpi bahan keluar :

Entalpi liquid ke D-240 pada suhu = 85,5°C (358,65 Kelvin) , H = $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	**H = n** $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ **+ (n . λ)** (kkal)
CH_3CHO	15120,3034	44	343,6433	831,35	285687,8575
C_2H_5OH	6774,6814	46	147,2757	1015,70	149587,9285
H_2O	24461,7760	18	1358,9876	489,68	665469,0480

	46356,7608				1100744,8340

Neraca energi total :

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Asumsi Q_{loss} = 5% dari Q $_{supply}$ (Kehilangan maksimum = 10% : Ulrich, hal. 432)

123921,1926 + Q supply = 1100744,8340 + 5% Q supply

Q supply = 1028235,4120 kkal

Q loss = 51411,7706 kkal

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan steam 33 atm dan suhu steam 370°C. (Ulrich : 426)

λ_{steam} = 552 kkal/kg (Smith ; Steam Table C-3)

Q_{steam} = $M_{steam} \cdot \lambda$

M steam = Q / λ = 1028235,4120 (kkal) / 552 (kkal/kg) = 1863 kg

Neraca energi :

Komponen	Masuk (kkal/j)	Komponen	Keluar (kkal/j)
* H Liquid dr F-232		* H Liquid ke D-240	
CH_3CHO	31134,0830	CH_3CHO	285687,8575
C_2H_5OH	16248,9280	C_2H_5OH	149587,9285
H_2O	76538,1816	H_2O	665469,0480
	123921,1926		1100744,8340
* Q supply	1028235,4120	* Q loss	51411,7706
	1152156,6046		1152156,6046

7. KOLOM DISTILASI-1 (D - 240)

Fungsi : Memisahkan acetaldehyde dari ethanol.

Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 2 atm (berdasarkan titik didih acetaldehyde)
* Suhu operasi = Trial boiling point feed.
* Sistem kerja = continuous

Feed
CH_3CHO,
C_2H_5OH , H_2O
(trial boiling point feed)

Produk atas (Dew point)
CH_3CHO
C_2H_5OH, H_2O

Produk bawah (Bubble point)
C_2H_5OH, H_2O

Neraca energi total :

ΔH masuk + Q reboiling = ΔH keluar + Q condensation + Q loss

$F.H_F$ + Q reboiling = $D.H_D$ + $B.H_B$ + Q condensation + Q loss

Entalpi feed masuk ($F.H_F$) :

Entalpi liquid dr E-234 pada suhu = 85,5°C (358,65 Kelvin) $\Delta H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar heater

Entalpi bahan masuk = 1100744,8340 kkal

Dari neraca massa : (kapasitas 120.000 ton/th)
Berat Vapor (V) :

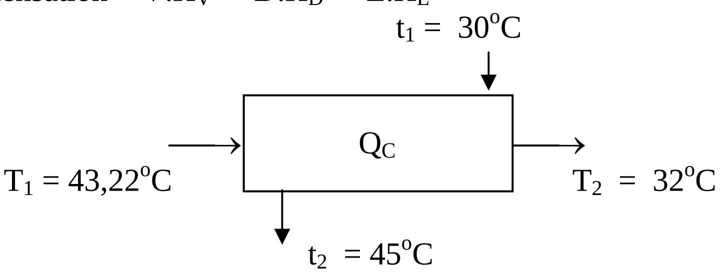
Komponen	Berat (kg/j)	B M	Kmol
CH_3CHO	17825,4014	44	405,1228
C_2H_5OH	8,0486	46	0,1750
H_2O	28,7838	18	1,5991
	17862,2338		

Berat Refluks (L) :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	kmol
CH_3CHO	2705,0355	44	61,4781
C_2H_5OH	1,2213	46	0,0266
H_2O	4,3681	18	0,2427
	2710,6249		

Neraca energi sekitar Condenser (Q condensation) :

Q condensation = $V.H_V$ - $D.H_D$ - $L.H_L$



Entalpi Vapor ($V.H_V$) pada suhu 43,22°C (316,37 Kelvin) :

$H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT + n\ .\ \lambda$ (terjadi perubahan fase)

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	(n) (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	λ (kkal/kmol)	$H = n\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT + (n\ .\ \lambda)$ (kkal)
CH_3CHO	17825,4014	44	405,1228	238,92	6150	2588297,1594
C_2H_5OH	8,0486	46	0,1750	291,16	9260	1671,4530
H_2O	28,7838	18	1,5991	146,77	9717	15773,1546
	17862,2338					2605741,7670

Entalpi Distilat (D.H$_D$) pada suhu 32^{o}C (305,15 Kelvin) : $\Delta H = n \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	**H = n**$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal)
CH_3CHO	15120,3034	44	343,6433	90,60	31134,0830
C_2H_5OH	6,7749	46	0,1473	110,33	16,2516
H_2O	24,4618	18	1,3590	56,32	76,5389
	15151,5401				31226,8735

Entalpi Refluks (L.H$_L$) pada suhu 32^{o}C (305,15 Kelvin) : $\Delta H = n \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	**H = n**$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal)
CH_3CHO	2705,0355	44	61,4781	90,60	5569,9159
C_2H_5OH	1,2213	46	0,0266	110,33	2,9348
H_2O	4,3681	18	0,2427	56,32	13,6689
	2710,6249				5586,5196

Q condensation $= V.H_V - D.H_D - L.H_L$

$= 2605741,7670 - 31226,8735 - 5586,5196$

$= 2568928,3739$ kkal

Kebutuhan Air pendingin :

Suhu air pendingin masuk = 30°C (Ulrich : 427)
Suhu air pendingin keluar = 45°C (Ulrich : 427)
Cp air pendingin = 1 kkal/kg°C (Perry 6^{ed} ; fig.3-11)
Q serap = (m . Cp . ΔT)

$$\text{M air pendingin} = \frac{Q\,serap}{(Cp.\Delta T)} = \frac{2568928,3739}{(1\times(45-30))} = 17126 \text{ kg}$$

Entalpi keluar :

Entalpi Bottom (B.H$_B$) pada suhu 109,842^{o}C (382,992 Kelvin) : $\Delta H = n \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$	**H = n**$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

				(kkal/kmol)	(kkal)
C_2H_5OH	6767,9065	46	147,1285	1462,94	215240,1678
H_2O	24437,3142	18	1357,6286	688,66	934944,5117
	31205,2207				1150184,6795

Neraca energi total :

ΔH masuk + Q reboiling = ΔH keluar + Q condensation + Q loss

$F.H_F$ + Q reboiling = $D.H_D$ + $B.H_B$ + Q condensation + Q loss

ΔH Feed ; $F.H_F$ = 1100744,8340 kkal
ΔH distilat ; $D.H_D$ = 31226,8735 kkal
ΔH Bottom ; $B.H_B$ = 1150184,6795 kkal
Q condensation = 2568928,3739 kkal

Asumsi Q_{loss} = 5 % $Q_{reboiling}$ [kehilangan maksimum = 10% : Ulrich,hal 432]
$F.H_F$ + Q reboiling = $D.H_D$ + $B.H_B$ + Q condensation + 5% Q reboiling
95% Q reboiling = $D.H_D$ + $B.H_B$ + Q condensation - $F.H_F$
95% Q reboiling = 31226,8735 + 1150184,6795 + 2568928,3739 - 1100744,8340

Q reboiling = 2789047,4662 kkal
Q loss = 139452,3733 kkal

Kebutuhan Steam :
Dipakai Steam pada tekanan steam 33 atm dan suhu steam 370°C. (Ulrich : 426)
λ_{steam} = 552 kkal/kg (Smith ; Steam Table C-3)
Q_{steam} = $M_{steam} . \lambda$
M steam = Q / λ = 2789047,4662 (kkal) / 552 (kkal/kg) = 5053 kg

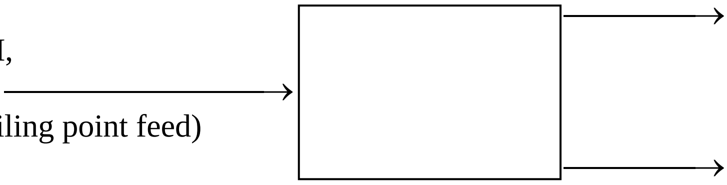
Neraca energi :

Komponen	Masuk (kkal/j)	Komponen	Keluar (kkal/j)
* H Liquid dr E-234		* H Produk atas ke F-310	
CH_3CHO	285687,8575	CH_3CHO	31134,0830
C_2H_5OH	149587,9285	C_2H_5OH	16,2516
H_2O	665469,0480	H_2O	76,5389
	1100744,8340		31226,8735
		* H Produk bawah ke D-230	
* Q reboiling	2789047,4662	C_2H_5OH	215240,1678
		H_2O	934944,5117
			1150184,6795
		* $Q_{Condensation}$	2568928,3739
		* Q loss	139452,3733
	3889792,3002		3889792,3002

8. KOLOM DISTILASI-2 (D - 250)
Fungsi : Memurnikan ethanol sampai dengan 99,5%.

Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (tekanan atmosfer)
* Suhu operasi = Trial boiling point feed.
* Sistem kerja = continuous

Feed
C_2H_5OH,
H_2O
(trial boiling point feed)



Produk atas (Dew point)
C_2H_5OH
H_2O

Produk bawah (Bubble point)
C_2H_5OH, H_2O

Neraca energi total :

ΔH masuk + Q reboiling = ΔH keluar + Q condensation + Q loss

$F.H_F$ + Q reboiling = $D.H_D$ + $B.H_B$ + Q condensation + Q loss

Entalpi feed masuk ($F.H_F$) :

Entalpi liquid dr D-240 pada suhu = 109,842°C (382,992 Kelvin) $\Delta H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Entalpi bahan masuk = Entalpi produk bawah distilasi-1

Entalpi bahan masuk = 1150184,6795 kkal

Dari neraca massa : (kapasitas 120.000 ton/th)
Berat Vapor (V) :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	Kmol
C_2H_5OH	20410,2754	46	443,7017
H_2O	102,4891	18	5,6939
	20512,7645		

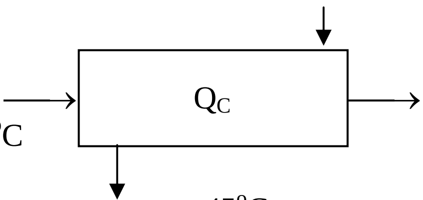
Berat Refluks (L) :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	kmol
C_2H_5OH	13710,0341	46	298,0443
H_2O	68,8442	18	3,8247
	13778,8783		

Neraca energi sekitar Condenser (Q condensation) :

Q condensation = $V.H_V$ - $D.H_D$ - $L.H_L$

$t_1 = 30^oC$



$T_1 = 55{,}542^oC$ $T_2 = 32^oC$

$t_2 = 45^oC$

Entalpi Vapor ($V.H_V$) pada suhu $55{,}542^oC$ (328,692 Kelvin) :

$$H = \int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT + n \cdot \lambda$$ (terjadi perubahan fase)

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	(n) (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	λ (kkal/kmol)	$H = n\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT + (n \cdot \lambda)$ (kkal)
C_2H_5OH	20410,2754	46	443,7017	495,34	9260	4328460,9421
H_2O	102,4891	18	5,6939	246,36	9717	56730,3755
	20512,7645					4385191,3176

Entalpi Distilat (D.H$_D$) pada suhu 32°C (305,15 Kelvin) : $\Delta H = n\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	(n) (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	$H = n\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal)
C_2H_5OH	6700,2275	46	145,6572	110,33	16070,3589
H_2O	33,6503	18	1,8695	56,32	105,2902
	6733,8778				16175,6491

Entalpi Refluks (L.H$_L$) pada suhu 32°C (305,15 Kelvin) : $\Delta H = n\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	Berat (kg/j)	B M	(n) (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	$H = n\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal)
C_2H_5OH	13710,0341	46	298,0443	110,33	32883,2276
H_2O	68,8442	18	3,8247	56,32	215,4071
	13778,8783				33098,6347

Q condensation $= V.H_V - D.H_D - L.H_L$

$= 4385191,3176 - 16175,6491 - 33098,6347$

$= 4335917,0338$ kkal

Kebutuhan Air pendingin :

Suhu air pendingin masuk = 30°C (Ulrich : 427)
Suhu air pendingin keluar = 45°C (Ulrich : 427)
Cp air pendingin = 1 kkal/kg°C (Perry 6^{ed} ; fig.3-11)
Q serap = (m . Cp . ΔT)

$$M\ \text{air pendingin} = \frac{Q\,serap}{(Cp.\Delta T)} = \frac{4335917{,}0338}{(1\times(45-30))} = 28906\ \text{kg}$$

Entalpi keluar :

Entalpi Bottom (B.H$_B$) pada suhu 99,87°C (373,02 Kelvin) : $\Delta H = n\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	**Berat (kg/j)**	**B M**	**(n)** (kmol/j)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal/kmol)	**H = n** $\int_{T_{ref}}^{T} Cp\ dT$ (kkal)
C_2H_5OH	67,6790	46	1,4713	1277,12	1879,0267
H_2O	24403,6639	18	1355,7592	607	822945,8344
	24471,3429				824824,8611

Neraca energi total :

ΔH masuk + Q reboiling = ΔH keluar + Q condensation + Q loss

$F.H_F$ + Q reboiling = $D.H_D$ + $B.H_B$ + Q condensation + Q loss

ΔH Feed ; $F.H_F$ = 1150184,6795 kkal
ΔH distilat ; $D.H_D$ = 16175,6491 kkal
ΔH Bottom ; $B.H_B$ = 824824,8611 kkal
Q condensation = 4335917,0338 kkal

Asumsi Q_{loss} = 5 % $Q_{reboiling}$ [kehilangan maksimum = 10% : Ulrich,hal 432]
$F.H_F$ + Q reboiling = $D.H_D$ + $B.H_B$ + Q condensation + 5% Q reboiling
95% Q reboiling = $D.H_D$ + $B.H_B$ + Q condensation - $F.H_F$
95% Q reboiling = 16175,6491 + 824824,8611 + 4335917,0338 - 1150184,6795

Q reboiling = 4238666,1732 kkal
Q loss = 211933,3087 kkal

Kebutuhan Steam :
Dipakai Steam pada tekanan steam 33 atm dan suhu steam 370°C. (Ulrich : 426)
λ_{steam} = 552 kkal/kg (Smith ; Steam Table C-3)
Q_{steam} = $M_{steam} \cdot \lambda$
M steam = Q / λ = 4238666,1732 (kkal) / 552 (kkal/kg) = 7679 kg

Neraca energi :

Komponen	**Masuk (kkal/j)**	**Komponen**	**Keluar (kkal/j)**
* H Liquid dr D-240		* H Produk atas ke V-112	
C_2H_5OH	215240,1678	C_2H_5OH	16070,3589
H_2O	934944,5117	H_2O	105,2902
	1150184,6795		16175,6491
		* H Produk bawah ke WTP	
* Q reboiling	4238666,1732	C_2H_5OH	1879,0267
		H_2O	822945,8344
			824824,8611
		* $Q_{Condensation}$	4335917,0338
		* Q loss	211933,3087
	5388850,8527		5388850,8527

APPENDIX C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas produksi = 120.000 ton/tahun

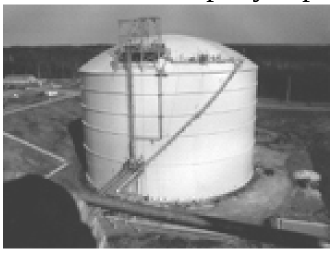
Waktu operasi = 24 jam / hari ; 330 hari / tahun

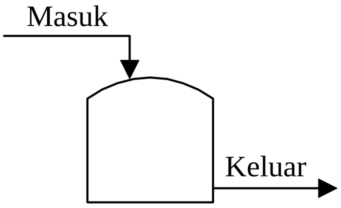
Satuan massa = kilogram

Satuan panas = kilokalori

1. TANGKI ETHYL ALCOHOL (F - 110)

Fungsi : menampung ethyl alcohol dari supplier
Type : silinder tegak , tutup bawah datar dan tutup atas dish
Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk liquid pada tekanan atmospheric
Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm (atmospheric pressure)
- Suhu = 30°C (suhu kamar)
- Waktu penyimpanan = 7 hari





Perhitungan :
Bahan Masuk :

Komponen	Berat (kg)	Fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)	Literatur
C_2H_5OH	16110,1475	0,9950	0,789	Perry 7[ed],T.2-1
H_2O	80,9747	0,0050	1,000	Perry 7[ed],T.2-1
	16191,1222	1,0000		

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62{,}43 = ... \text{ lb/cuft} \quad (1 \text{ gr/cc} = 62{,}43 \text{ lb/cuft})$$

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\frac{0{,}9950}{0{,}789} + \frac{0{,}0050}{1}} = 0{,}79 \text{ gr/cc} = 0{,}79 \times 62{,}43 = 49{,}3 \text{ lb/cuft}$$

Rate massa = 16191,1222 kg/jam = 35694,9480 lb/jam (1 kg = 2,2046 lb)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62{,}43 = 49{,}3 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{35694{,}9480}{49{,}3} \frac{\text{lb / jam}}{\text{lb / cuft}} = 725 \text{ cuft/jam}$$

Direncanakan penyimpanan untuk 7 hari dengan 8 buah tangki (memudahkan proses pengisian dan pengosongan), sehingga volume masing-masing tangki adalah

$$= \frac{725\,\frac{\text{cuft}}{\text{jam}} \times (7 \times 24\ \text{jam})}{8\ \text{tangki}} = 15225\ \text{cuft}$$

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki. (faktor keamanan)
Maka volume tangki = 15225 x (100/80) = 19031 cuft

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

Asumsi dimension ratio : H/D = 1 (Ulrich : Tabel 4-27)

Volume = ¼ π D^2 H

19031 = ¼ π $(D)^2$ 1 D

D ≈ 29 ft = 348 in

H = 29 ft = 348 in

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C$$ [Brownell,pers.13-1,hal.254]

dengan : t_{min} = tebal shell minimum; in
P = tekanan tangki ; psi
ri = jari-jari tangki ; in (½ D)
C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

P operasi = P hidrostatis

$$P\ \text{hidrostatis} = \frac{\rho \times H}{144} = \frac{49{,}3 \times (80\% \times 29)}{144} = 8{,}0\ \text{psi}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.
P design = 1,1 x 8,0 = 9 psi
R = ½ D = ½ x 348 = 174 in

$$t_{min} = \frac{9 \times 174}{(12650 \times 0{,}80) - (0{,}6 \times 9)} + 0{,}125 = 0{,}280\ \text{in, digunakan t = 3/8 in}$$

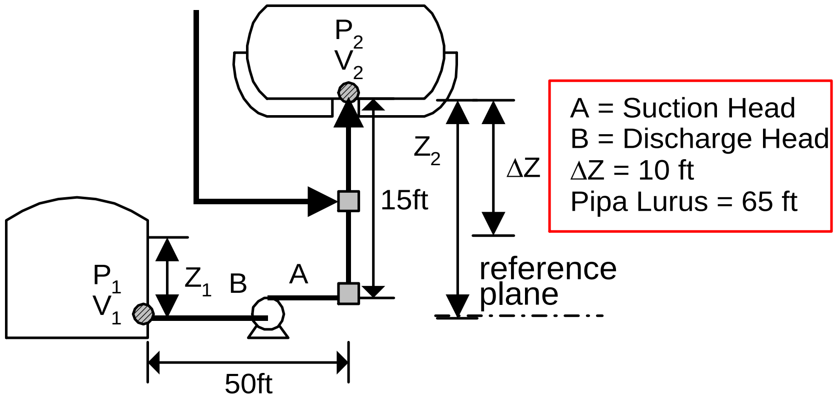
Untuk tebal tutup atas, karena tekanan atmospheric, maka disamakan dengan tebal shell.
Untuk tebal tutup bawah datar karena tutup bawah menumpang diatas semen (pondasi) , maka tebal tutup = ¼ in [Brownell, hal.58].

Spesifikasi :

Fungsi	: menampung ethyl alcohol dari supplier
Type	: silinder tegak , tutup bawah datar dan tutup atas dish
Volume	: 19031 cuft = 539 M^3
Diameter	: 29 ft
Tinggi	: 29 ft
Tebal shell	: 3/8 in
Tebal tutup atas	: 3/8 in
Tebal tutup bawah	: ¼ in
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C (Brownell : 253)
Jumlah	: 8 buah

2. POMPA - 1 (L - 111)

Fungsi : Memindahkan ethanol dari F-110 ke V-112.
Type : Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan : sesuai untuk liquid dan bahan tidak mengandung solid



<u>Perhitungan :</u> (Asumsi Aliran Turbulen)
Bahan masuk = 16191,1222 kg/jam = 35695 lb/jam
ρ campuran = 49,3 lb/cuft

Rate volumetrik $= \dfrac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}\dfrac{\text{lb / jam}}{\text{lb / cuft}} = \dfrac{35695}{49,3}$ = 724,1 cuft/jam

= 12,069 cuft/menit = 90,3 gpm = 0,2012 cuft/dt (cfs)

Asumsi aliran turbulen :
Di Optimum untuk turbulen, N_{Re} > 2100 digunakan Persamaan (15) Peters :
Diameter Optimum = 3,9 x $q_f^{\,0,45}$ x $\rho^{0,13}$ [Peters, 4ed , pers.15, hal.496]
dengan : q_f = fluid flow rate ; cuft/dt
ρ = fluid density ; lb/cuft
Diameter pipa optimum = 3,15 in [Peters, 4ed , pers.15, hal.496]
Dipilih pipa 3 in , sch. 40 [Foust , App.C6a]
OD = 3,500 in
ID = 3,068 in = 0,256 ft
A = (¼.π.ID^2) = 0,0514 ft^2

Kecepatan aliran , $V = \dfrac{\text{rate volumetrik}}{\text{Area pipa}}\dfrac{\text{cuft / mnt}}{ft^2} \times \dfrac{1}{60\,dt}$

$= \dfrac{12,069}{0,0514}\dfrac{\text{cuft / mnt}}{ft^2} \times \dfrac{1}{60\,dt}$ = 3,92 ft/dt

sg bahan $= \dfrac{\rho\ \text{bahan}}{\rho\ \text{reference}} \times \text{sg reference} = \dfrac{49,3}{62,43} \times 1$ = 0,790

μ berdasarkan sg bahan :

μ bahan $= \dfrac{\text{sg bahan}}{\text{sg reference}} \times \mu\,\text{reference} = \dfrac{0,790}{0,996} \times 0,00085$

= 0,000674 lb/ft dt (berdasarkan sg bahan)

$N_{Re} = \dfrac{D\,V\,\rho}{\mu} = \dfrac{0,256 \times 3,92 \times 49,3}{0,000674}$ = 73403 > 2100 (asumsi turbulen benar)

Dipilih pipa Commercial steel (ε = 0,00015)
ε / D = 0,00059 [Foust , App. C-1]

f = 0,00756 [Foust , App. C-3]

Digunakan Persamaan Bernoulli : -Wf = $\frac{\Delta P}{\rho}$ **+ ΔZ** $\frac{g}{gc}$ **+** $\frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha}$ **+ ΣF**

Perhitungan Friksi berdasarkan Peters, 4^{ed} Tabel 1 , halaman 484.

Taksiran panjang pipa lurus		= 65,0 ft
Panjang ekuivalen suction , Le	[Peters 4^{ed}; Tabel-1] :	
- 1 elbow 90^0	= 1 x 32 x (ID Pipa = 0,256)	= 8,2 ft
- 1 globe valve	= 1 x 300 x (ID Pipa = 0,256)	= 76,8 ft
- 1 tee valve	= 1 x 90 x (ID Pipa = 0,256)	= 23,0 ft
- 1 gate valve	= 1 x 7 x (ID Pipa = 0,256)	= 1,8 ft
		+
Panjang total pipa		= 174,8 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times Le}{gc \times D} = \frac{2 \times 0{,}00756 \times (3{,}92)^2 \times 174{,}8}{32{,}2 \times 0{,}256} \; \frac{(ft/dt)^2 \times ft}{\left(\frac{ft.lb_m}{dt^2.lb_f}\right) \times ft} = 4{,}925 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V_2^2}{2 \times \alpha \times gc} \longrightarrow K = 0{,}4 \text{ , A tangki >>> A pipa, [Peters } 4^{ed} \text{ ,hal. 484]}$$

$$= \frac{0{,}4 \times (3{,}92)^2}{2 \times 1 \times 32{,}2} \longrightarrow \alpha = 1 \text{ untuk aliran turbulen [Peters } 4^{ed} \text{ ,hal. 484]}$$

$$= 0{,}096 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times \alpha \times gc} \quad ; \alpha = 1 \text{ untuk aliran turbulen [Peters } 4^{ed} \text{ : 484]}$$

$$= \frac{3{,}92^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32{,}2} = 0{,}239 \frac{ft.lb_f}{lb_m} \quad ; (V_1 <<<< V_2 \text{ , maka } V_1 \text{ dianggap} = 0)$$

$$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 = 4{,}925 + 0{,}096 + 0{,}239 = 5{,}260 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

P_1 = 1 atm = 2116,8 lb_f/ft^2 (1 atm = 14,7 x 144 lb_f/ft^2)

P_2 = 1 atm = 2116,8 lb_f/ft^2 (1 atm = 14,7 x 144 lb_f/ft^2)

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 0 \; lb_f/ft^2 \; ; \; \frac{\Delta P}{\rho} = 0 \frac{lb_f/ft^2}{lb_m/ft^3} = 0 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} = \frac{3{,}92^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32{,}2} \longrightarrow \alpha = 1 \text{ aliran turbulen, [Peters } 4^{ed} \text{ ,hal. 484]}$$

$$= 0{,}239 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

ΔZ = 10 ft ; $\Delta Z \frac{g}{gc}$ = 10 ft $\frac{ft/dt^2}{ft.lbm/dt^2.lbf}$ = 10 $\frac{ft.lbf}{lbm}$

(g percepatan gravitasi = 32,2 ft/dt^2)
(gc konstanta gravitasi = 32,2 ft/dt^2 x lb_m/lb_f)

Persamaan Bernoulli : - Wf = $\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} + \Sigma F$

- Wf = 0 + 10 + 0,239 + 5,26 = 15,4990 $\frac{ft.lb_f}{lb_m}$

sg campuran (Himmelblau:berdasarkan sg bahan) = 0,790
rate volumetrik bahan = 90,3 gpm

hp = $\frac{-W_f \times flowrate(gpm) \times sg}{3960}$; (Perry 6^{ed} ; pers. 6-11 ; hal. 6-5)

= $\frac{15{,}499 \times 90{,}3 \times 0{,}790}{3960}$ ≈ 0,50 hp (Minimum = 0,5 hp)

Effisiensi pompa = 72% ; Peters 4^{ed} ; fig. 14-37

Bhp = $\frac{hp}{\eta\, pompa}$ = 0,50 / 72% = 0,69 hp

Effisiensi motor = 80% ; Peters 4^{ed} ; fig. 14-38

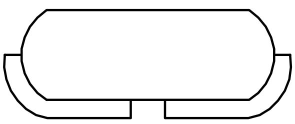
Power motor = $\frac{Bhp}{\eta\, motor}$ = 0,69 / 80% = 0,86 , digunakan power = 1,0 hp

<u>Spesifikasi :</u>

Fungsi	: Memindahkan ethanol dari F-110 ke V-112.
Type	: Centrifugal Pump
Bahan konstruksi	: Commercial Steel
Rate Volumetrik	: 90,30 gpm
Total DynamicHead	: 15,50 ft.lb_f/lb_m
Effisiensi motor	: 80%
Power	: 1,0 hp = 0,8 kW
Jumlah	: 1 buah

3. VAPORIZER (V - 112)

Fungsi : Menguapkan ethanol pada suhu 300°C.
Type : Silinder horizontal, tutup dished dilengkapi jaket pemanas.
Operasi : Continuous



Perhitungan :

Rate massa = 22925,0000 kg/jam = 50540,4550 lb/jam

ρ campuran = $\frac{1}{\sum \frac{fraksi\,berat}{\rho\,komponen}} \times 62{,}43$ = 49,3 lb/cuft

rate volumetrik= $\frac{rate\,massa}{densitas}\frac{lb/jam}{lb/cuft}$ = 1026 cuft/jam

Waktu operasi = 60 menit ≈ 1 jam

Direncanakan digunakan 1 buah tangki untuk 1 kali proses.
Volume bahan = 1026 cuft/jam x 1 jam = 1026 cuft
Asumsi volume bahan mengisi 50 % volume tangki (50% ruang uap).
Volume tangki = 1026 x (100/50) = 2052 cuft

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

Diambil dimension ratio $\frac{L}{D}$ = 3 (Ulrich ; T.4-27 : 248)

Dengan mengabaikan volume dished head.

Volume tangki = $\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L$

2052 = $\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 3D$

D = 10 ft = 120 in

H = 30 ft = 360 in

Penentuan tebal shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C$ [Brownell & Young ,pers.13-1,hal.254]

dengan : t_{min} = tebal shell minimum; in
P = tekanan tangki ; psi
ri = jari-jari tangki ; in (½ D)
C = faktor korosi ; in (diambil 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint.
faktor pengelasan, E = 0,8
f = stress allowable, bahan konstruksi SA-283 grade - C
maka f = 12650 psi [Perry 7^{ed},T.28-11]

P operasi = 1 atm = 14,7 psi
P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.
P design = 1,1 x 14,7 = 17 psi
r = ½ D = ½ x 120 in = 60 in

$t_{min} = \frac{17 \times 60}{(12650 \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 17)} + 0{,}125$ = 0,226 in digunakan t = ¼ in

Dimensi tutup , standard dished :

Untuk D=120 in, didapat rc = 114 in (Brownell & Young, T-5.7)
digunakan persamaan 13.12 dari Brownell & Young.

Tebal standard torispherical dished :

$t_h = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{fE - 0{,}1P} + C$ [Brownell & Young; pers.13.12]

dengan : t_h = tebal dished minimum ; in
P = tekanan tangki ; psi
rc = crown radius ; in [B&Y,T-5.7]
C = faktor korosi ; in (diambil 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint.
faktor pengelasan, E = 0,8
f = stress allowable, bahan konstruksi SA-283 grade C
maka f = 12650 psi [Perry 7^{ed},T.28-11]

$t_h \quad = \dfrac{0{,}885 \times 17 \times 114}{(12650 \times 0{,}8) - (0{,}1 \times 17)} + 0{,}125 = 0{,}295$ in , digunakan t = 3/8 in

Perhitungan Jaket :

Perhitungan sistem penjaga suhu : (Kern , hal 719)

Dari neraca panas : suhu yang dijaga = 200°C

Q = 7814421,0558 kkal/jam = 31009608 Btu/jam

Suhu masuk rata-rata = 30°C = 86°F

Suhu keluar rata-rata = 300 °C = 572°F

ΔT = 572 – 86 = 486°F

Kebutuhan media = 14157 kg/jam = 31211 lb/jam

Densitas media = 0,1 lb/cuft

Rate volumetrik $= \dfrac{\text{rate bahan}}{\rho\,\text{bahan}} \dfrac{\text{lb / jam}}{\text{lb / cuft}} =$ 312110 cuft/jam = 86,7 cuft/dt

Asumsi kecepatan aliran = 10 ft/dt [Kern, T.12, hal. 845]

Luas penampang $= \dfrac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepa tan aliran}} \dfrac{\text{cuft / dt}}{\text{ft / dt}} = 86{,}7 / 10 = 8{,}67\ ft^2$

Luas penampang $= \pi/4\ (D_2^2 - D_1^2)$

dengan : D_2 = diameter dalam jaket

D_1 = diameter luar bejana = Di bejana + (2 x tebal)

= 30 + 2 (1/4 in = 0,03 ft) = 30,06 ft

Luas penampang $= \pi/4\ (D_2^2 - D_1^2)$

8,67 $= \pi/4\ (D_2^2 - 30{,}06^2)$

D_2 = 30,25 ft

Spasi $= \dfrac{D_2 - D_1}{2} = \dfrac{30{,}25 - 30{,}06}{2} = 0{,}095$ ft = 1,14 in $\approx$ 1 3/16 in

Perhitungan Tinggi Jaket :

U_D = 100 (Kern, Tabel 8)

$A = \dfrac{Q}{U_D \times \Delta t} = \dfrac{31009608}{100 \times 486} = 639\ ft^2$

$A_{jaket} = A_{shell} + A_{dished}$

$A_{shell} = \pi\, D\, h$ (silinder)

A_{dished} = 6,28 . Rc . h (Hesse : pers. 4-16)

Rc : Radius of Crown = 114 in = 9,5 ft

h : tinggi dished = 1,43 ft

A_{dished} = 6,28 . 9,5 . 1,43 = 85,3138 ft^2

$A_{jaket} = A_{shell} + A_{dished}$

639 = (π . (30,25) . h) + 85,3138

h_{jaket} = 5,9 ft

Tinggi tangki = 10 ft

<u>Spesifikasi :</u>

Fungsi : Menguapkan ethanol pada suhu 300°C.

Type : Silinder horizontal, tutup dished dilengkapi jaket pemanas.

<u>Dimensi Shell :</u>

Diameter Shell , inside : 10 ft

Panjang Shell : 30 ft

Tebal Shell : ¼ in

Dimensi tutup :

Tebal tutup atas (dished) : 3/8 in

Tebal tutup : 1,43 ft

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah tangki : 1 buah (continuous)

Jaket pemanas :

Diameter jaket : 30,06 ft

Tinggi jaket : 5,9 ft

Jaket spacing : 1 3/16 in

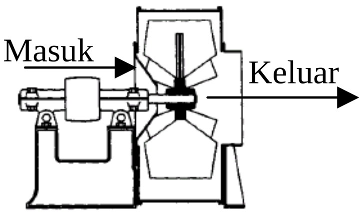
Tebal Jaket : ¼ in

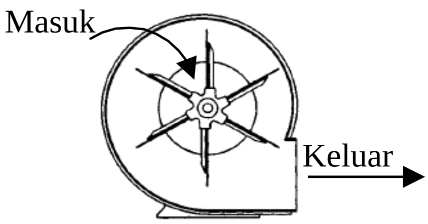
4. BLOWER - 1 (G - 113)

Fungsi : menghembuskan uap ethanol ke R-210

Type : Centrifugal Fan

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk bahan gas dan tekanan operasi.





Perhitungan rate bahan :

Rate massa = 22925,0000 kg/jam = 50540,4550 lb/jam

BM campuran = 45,86

$\rho_{campuran}$ pada P = 1 atm, T=300°C = 1032 R ; udara $_{std}$ = 492 R

$\rho_{campuran} = \frac{492}{1032} \times \frac{1}{1} \times \frac{45,86}{359}$ = 0,061 lb/cuft [Himmelblau:249]

Rate Volumetrik $= \frac{50540,4550}{0,061} \frac{lb/jam}{lb/cuft}$ / 60 = 13809 cuft/mnt

Asumsi aliran turbulen :

Diameter optimum pipa = 12 in , sch. 40 [Foust , App.C6a]

OD = 12,750 in

ID = 11,938 in

A = 15,770 in^2

Perhitungan Power :

hp $= 0,0044\ Q \times P_1 \times \ln \frac{P_2}{P_1}$ (Perry 6ed; pers.6-31b)

dengan : Q = volumetrik bahan ; cuft/mnt

P_1 = operating suction pressure ; psi

P_2 = operating discharge pressure ; psi

$P_2 = P_1 + \Delta P_{pipa}$ = 14,7 + 2 psi = 16,7 psi

hp $= 0,0044\ Q \times P_1 \times \ln \frac{P_2}{P_1}$ (Perry 6ed; pers.6-31b) hp = 0,0044 x 13809 x 14,7 x ln $\frac{16,7}{14,7}$ = 113,9 hp

Asumsi effisiensi motor = 80 % , maka :

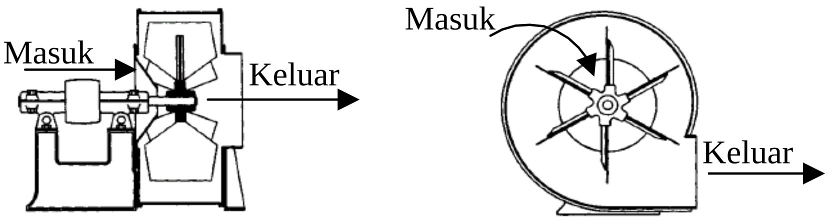
hp = 113,9 / 80% ≈ 143 hp

Spesifikasi :

Fungsi	: menghembuskan uap ethanol ke R-210
Type	: Centrifugal Fan
Bahan konstruksi	: Commercial Steel
Rate Volumetrik	: 13809 cuft/menit
Adiabatic Head	: 15000 ft.lbf/lbm bahan (Perry ^{6ed}, fig.6-35)
Effisiensi motor	: 80%
Power	: 143 hp
Jumlah	: 1 buah

5. BLOWER - 2 (G - 120)

Fungsi	: menghembuskan udara bebas ke R-210
Type	: Centrifugal Fan
Dasar Pemilihan	: Sesuai untuk bahan gas dan tekanan operasi.



Perhitungan rate bahan :

Rate massa = 31736,1738 kg/jam = 69965,5688 lb/jam

BM campuran = 28,84

$\rho_{campuran}$ pada P = 1 atm, T=30°C = 546 R ; udara $_{std}$ = 492 R

$\rho_{campuran} = \frac{492}{546} \times \frac{1}{1} \times \frac{28,84}{359}$ = 0,073 lb/cuft [Himmelblau:249]

Rate Volumetrik $= \frac{69965,5688}{0,073} \frac{lb/jam}{lb/cuft}$ / 60 = 15974 cuft/mnt

Asumsi aliran turbulen :

Diameter optimum pipa = 12 in , sch. 40 [Foust , App.C6a]

OD = 12,750 in

ID = 11,938 in

A = 15,770 in^2

Perhitungan Power :

hp = 0,0044 Q x P_1 x ln $\frac{P_2}{P_1}$ (Perry 6^{ed}; pers.6-31b)

dengan : Q = volumetrik bahan ; cuft/mnt

P_1 = operating suction pressure ; psi

P_2 = operating discharge pressure ; psi

P_2 = P_1 + ΔP_{pipa} + ΔP heater = 14,7 + 2 + 2 psi = 18,7 psi

hp = 0,0044 Q x P_1 x ln $\frac{P_2}{P_1}$ (Perry 6^{ed}; pers.6-31b)

hp = 0,0044 x 15974 x 14,7 x ln $\frac{18{,}7}{14{,}7}$ = 248,7 hp

Asumsi effisiensi motor = 80 % , maka :

hp = 248,7 / 80% ≈ 311 hp

Spesifikasi :

Fungsi	: menghembuskan udara bebas ke R-210
Type	: Centrifugal Fan
Bahan konstruksi	: Commercial Steel
Rate Volumetrik	: 15974 cuft/menit
Adiabatic Head	: 15000 ft.lbf/lbm bahan (Perry [6ed], fig.6-35)
Effisiensi motor	: 80%
Power	: 311 hp
Jumlah	: 1 buah

6. HEATER - 1 (E - 121)

Fungsi	: Memanaskan bahan dari 30°C menjadi 300°C
Type	: 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

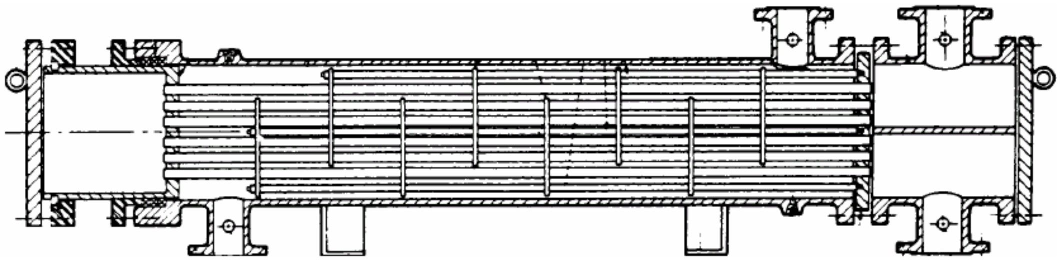


Diagram Suhu :

Steam ; t = 370°C = 700°F

Bahan → → Bahan

T_1 = 30 °C t_2 = 300°C = 572°F

= 86 °F

Steam Condensate ; t = 370°C = 700°F

Perhitungan :

1. Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :
   w Bahan = 31736,1738 kg/jam = 69966 lb/jam
   Panas yang dibutuhkan ; Q = 2221631,7085 kkal/jam = 2204000 Btu/jam
   Steam yang digunakan : W steam = 4025 kg/jam = 8874 lb/jam
2. Log Mean Temperature Difference :
   ΔT_1 = 700 – 572 = 128°F
   ΔT_2 = 700 – 86 = 614°F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 310^oF$$

ΔT = F_T x LMTD (untuk 1-2 Shell & Tube, F_T = 0,8 , Kern : 225)
= 0,8 x 310 = 264°F

3. Tc dan t_c ; dipakai temperatur rata-rata
Tc = Tav media = 700°F ; t_c = t_{av} bahan = 329^{o}F
dipilih pipa ukuran ¾ in OD , 16 BWG , 16 ft , 1-in square pitch
a = 0,1963 ft^2
Asumsi : U_D = 5 Btu / j ft^2 ^{o}F [Kern ; tabel 8]

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{2204000}{5 \times 264} = 1669{,}7 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a} = \frac{1669{,}7}{16 \times 0{,}1963} = 532 \text{ buah}$$

digunakan Nt = 526 [Kern ; tabel 9]
Tube passes = 2
ID shell = 29,0 in
pitch = 1 in square
A baru = Nt x L x a = 526 . 16 . 0,1963 = 1652,1 ft^2

$$U_D \text{ baru} = \frac{Q}{A_{baru} \times \Delta T} = 4 \text{ Btu/ j ft}^2\ ^oF$$

Shell Passes = 1

<u>Spesifikasi :</u>

Fungsi		: Memanaskan bahan dari 30°C menjadi 300°C
Type		: 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Tube :	OD	= ¾ in ; 16 BWG
	Panjang	= 16 ft
	Pitch	= 1 in square
	Jumlah Tube , Nt	= 526
	Passes	= 2
Shell :	ID	= 29,0 in
	Passes	= 1
Heat Exchanger Area , A		= 1652,1 ft^2 = 154 m^2
Bahan konstruksi		= Carbon steel
Jumlah exchanger		= 1 buah

7. REAKTOR (R - 210)

Perhitungan dan penjelasan pada bab VI Perencanaan Alat Utama

8. SUB-COOLER (E - 220)

Fungsi : Mendinginkan bahan dengan suhu 130°C
Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

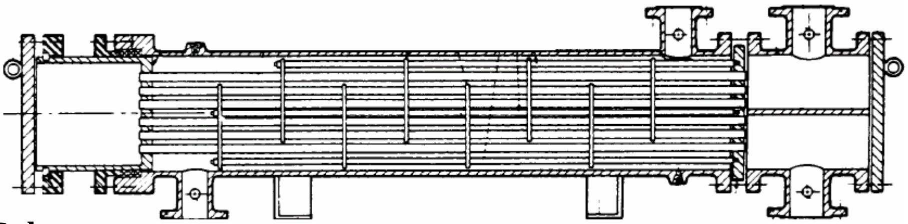


Diagram Suhu :

Air pendingin ; t = 30°C = 86°F

Bahan → [ ] → Bahan

T_1 = 500°C = 932°F

t_2 = 130°C = 266°F

Air pendingin ; t = 265°C = 509°F

Perhitungan analog dengan exchanger sebelumnya :

1. Neraca panas :
   Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :
   w Bahan = 54661,1738 kg/jam = 120506 lb/jam
   Panas yang dibutuhkan ; Q = 7586310,4138 kkal/jam = 7526102 Btu/jam
   Pendingin yang digunakan : $W_{Pendingin}$ = 9789 kg/jam = 21581 lb/jam
2. Log Mean Temperature Difference :

ΔT_1 = 266 – 86 = 180°F
ΔT_2 = 932 – 509 = 423°F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 284^oF$$

ΔT = F_T x LMTD (untuk 1-2 Shell & Tube, F_T = 0,8 , Kern : 225)
= 0,8 x 284 = 242°F

3. Tc dan t_c ; dipakai temperatur rata-rata
   Tc = Tav media = 298°F ; t_c = t_{av} bahan = 599°F
   dipilih pipa ukuran ¾ in OD , 16 BWG , 16 ft , 1-in square pitch
   a = 0,1963 ft^2
   Asumsi : U_D = 10 Btu / j ft^2 °F [Kern ; tabel 8]

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{7526102}{10 \times 242} = 3110 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a} = \frac{3110}{16 \times 0{,}1963} = 990 \text{ buah}$$

digunakan Nt = 914 [Kern ; tabel 9]
Tube passes = 2
ID shell = 37,0 in
pitch = 1 in square

A baru = Nt x L x a = 914 . 16 . 0,1963 = 2870,7 ft^2

U_D baru = $\frac{Q}{A_{baru} \times \Delta T}$ = 9 Btu/ j ft^2 ^oF

Shell Passes = 1

<u>Spesifikasi :</u>

Fungsi		: Mendinginkan bahan dengan suhu 130°C	
Type		: 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)	
Tube :	OD		= ¾ in ; 16 BWG
	Panjang		= 16 ft
	Pitch		= 1 in square
	Jumlah Tube , Nt		= 914
	Passes		= 2
Shell :	ID		= 37,0 in
	Passes		= 1
Heat Exchanger Area , A			= 2870,7 ft^2 = 267 m^2
Jumlah exchanger			= 1 buah

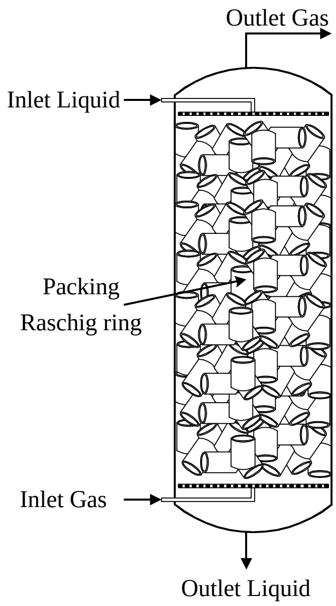
9. KOLOM ABSORBER (D - 230)

Fungsi : Menyerap uap acetaldehyde dengan bantuan air proses.

Type : silinder tegak , tutup bawah dan tutup atas dish
dilengkapi dengan : packing raschig ring dan sparger

Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan pada tekanan atmospheric

Kondisi operasi : * Tekanan operasi = 1 atm (atmospheric pressure)
* Suhu operasi = 32^{o}C (suhu kamar)
* Sistem operasi = kontinyu



<u>Perhitungan analog dengan tangki sebelumnya :</u>

A. Feed Inlet Liquid :

Air proses dari utilitas :

Rate massa = 18162,7186 kg/jam = 40041,5294 lb/jam (1 kg = 2,2046 lb)

ρ campuran = 62,43 lb/cuft

rate volumetrik $= \dfrac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}$ = 642 cuft/jam

B. Feed inlet Gas :

Campuran gas dari R-210 :

Rate massa = 54661,1738 kg/jam = 120506,0238 lb/jam (1 kg = 2,2046 lb)

ρ campuran = 0,054 lb/cuft

rate volumetrik $= \dfrac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}$ = 2231594 cuft/jam

Total rate volumetrik = 2231594 + 642 = 2232236 cuft/jam

Direncanakan waktu kontak selama 1 menit dengan 1 buah tangki,

sehingga volume tangki adalah = 2232236 cuft/jam x (1/60) jam = 6201 cuft

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (20% untuk ruang gas). (faktor keamanan)

Maka volume tangki = 6201 x (100/80) = 7752 cuft

<u>Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya</u>

Asumsi dimension ratio : H/D = 5 (Ulrich : Tabel 4-18)

Volume $= \frac{1}{4}\pi D^2 H$

7752 $= \frac{1}{4}\pi (D)^2 \cdot 5D$

D ≈ 13 ft = 156 in = 3,97 meter

H = 65 ft = 780 in = 19,83 meter

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C$$ [Brownell,pers.13-1,hal.254]

dengan :
- t_{min} = tebal shell minimum; in
- P = tekanan tangki ; psi
- ri = jari-jari tangki ; in (½ D)
- C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
- f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel 316
  maka f = 36000 psi [Perry 7ed,T.28-11]

P operasi = 1 atm = 14,7 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

P design = 1,1 x 14,7 = 17 psi

R = ½ D = ½ x 156 = 78 in

$$t_{min} = \frac{17 \times 78}{(36000 \times 0{,}80) - (0{,}6 \times 17)} + 0{,}125 = 0{,}172 \text{ in, digunakan } t = 3/16 \text{ in}$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :

$$t_h = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{fE - 0{,}1P} + C$$ [Brownell & Young; pers.13.12]

dengan :
- t_h = tebal dished minimum ; in
- P = tekanan tangki ; psi
- rc = crown radius ; in [B&Y,T-5.7]
- C = faktor korosi ; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint.
  faktor pengelasan, E = 0,8
- f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel 316
  maka f = 36000 psi [Perry 7ed,T.28-11]

Untuk D = 156 in dengan , dari Brownell Tabel 5.7 didapat : rc = 144 in

$t_h = \dfrac{0{,}885 \times P \times rc}{fE - 0{,}1P} + C$ [Brownell, pers.13-12]

$t_h = \dfrac{0{,}885 \times 17 \times 144}{(36000 \times 0{,}85) - (0{,}1 \times 17)}$ = 0,201 in , digunakan t = ¼ in

$h = rc - \sqrt{rc^2 - \dfrac{D^2}{4}}$ = 1,92 ft

Perhitungan Sparger (Perforated Pipe) Bagian Atas :

Total rate massa = 18162,7186 kg/jam = 40041,5295 lb/jam

ρ campuran = 62,43 lb/cuft

Rate $_{volumetrik}$ $= \dfrac{massa}{densitas}\dfrac{lb/jam}{lb/cuft}$ = 641 cuft/jam = 10,7 cuft/mnt

Berdasarkan Peter 4^{ed} , fig. 14-2 , halaman 498 ,dengan asumsi aliran turbulen

didapat : ID optimum = 3,1 in , maka digunakan pipa ukuran = 3 in sch. 40

Dari Foust , App. C-6a , didapatkan :

OD = 3,500 in

ID = 3,068 in = 0,256 ft

A = ¼ π Dp^2 = 0,0514 ft^2

Kecepatan aliran , $V = \dfrac{cuft/menit}{ft^2} \times \dfrac{1}{60}$ = 3,5 ft/dt

dengan : μ = 1,0000 cp = 0,00067200 lb/ft.dt (berdasarkan sg bahan)

NRe = $\dfrac{D\,V\,\rho}{\mu}$ = 83132 > 2100

dengan N_{Re} > 2100 untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.3 dari Treybal halaman 141 : dp = 0,0233 x $N_{Re}^{-0,5}$

dengan : dp = diameter sparger ; ft

d = diameter pipa (ID) ; ft

dp = 0,0233 x $(N_{Re})^{-0,5}$ = 0,01322 ft = 4,03 mm (1 ft = 304,8 mm)

[ukuran diameter (minimum) = 1,6 mm = 0,01 ft]

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp. maka C = 3 x 0,01322 ft = 0,03966 ft

Panjang pipa direncanakan 0,75 Diameter shell = 0,75 x 13 ft = 9,8 ft

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20.

maka banyaknya lubang $= \dfrac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{C}$ ≈ 4943 lubang

Jumlah lubang tiap cabang = $\dfrac{\text{Jumlah lubang}}{\text{cabang}}$ ≈ 248 lubang tiap cabang

Perhitungan Sparger (Perforated Pipe) Bagian Bawah :

Total rate massa = 54661,1738 kg/jam = 120506,0238 lb/jam

ρ campuran = 0,054 lb/cuft

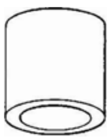
Rate $_{volumetrik}$ $= \dfrac{massa}{densitas}\dfrac{lb/jam}{lb/cuft}$ = 2231593 cuft/jam = 37193,2 cuft/mnt

Berdasarkan Peter 4^{ed} , fig. 14-2 , halaman 498 ,dengan asumsi aliran turbulen

didapat : ID optimum = 12 in , maka digunakan pipa ukuran = 12 in sch. 40

Dari Foust , App. C-6a , didapatkan :
OD = 12,750 in
ID = 11,938 in = 0,995 ft
A = ¼ π Dp^2 = 0,7770 ft^2
Kecepatan aliran , $V = \frac{\text{cuft/menit}}{ft^2} \times \frac{1}{60}$ = 797,8 ft/dt
dengan : μ = 0,0009 cp = 0,00000058 lb/ft.dt (berdasarkan sg bahan)
NRe = $\frac{D\,V\,\rho}{\mu}$ = 73734107 > 2100
dengan N_{Re} > 2100 untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.3 dari Treybal halaman 141 : dp = 0,0233 x $N_{Re}^{-0,5}$
dengan : dp = diameter sparger ; ft
d = diameter pipa (ID) ; ft
dp = 0,0233 x $(N_{Re})^{-0,5}$ = 0,00942 ft = 2,87 mm (1 ft = 304,8 mm)
[ukuran diameter (minimum) = 1,6 mm = 0,01 ft]
Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp. maka C = 3 x 0,00942 ft = 0,02826 ft
Panjang pipa direncanakan 0,75 Diameter shell = 0,75 x 13 ft = 9,8 ft
Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20.
maka banyaknya lubang $= \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{C}$ ≈ 6936 lubang
Jumlah lubang tiap cabang = $\frac{\text{Jumlah lubang}}{\text{cabang}}$ ≈ 347 lubang tiap cabang

Packing :



Raschig Ring
Packing disusun secara acak (randomize).
Digunakan packing jenis raschig ring dengan spesifikasi standar : (Van Winkle ; T.15.1)
Ukuran packing : 1 in
Tebal packing : 1/8 in
Bahan konstruksi : Ceramic Stoneware
Tinggi packing = 80% dari tinggi shell
Tinggi packing = 80% x 65 ft = 52 ft
Diameter shell = 13 ft
Volume packing = ¼ π D^2 H = 5519 cuft
Jumlah packing tiap cuft = 1,35 buah (Van Winkle ; T.15.1)
Jumlah packing total = 1,35 (packing/cuft) x 5519 (cuft) = 7451 buah packing

<u>Spesifikasi :</u>
Fungsi : Menyerap uap acetaldehyde dengan bantuan air proses.
Type : silinder tegak , tutup bawah dan tutup atas dish
dilengkapi dengan : packing raschig ring dan sparger

Dimensi tangki :
Volume : 7752 cuft = 220 M^3
Diameter : 13 ft
Tinggi : 65 ft
Tebal shell : 3/16 in

Tebal tutup atas : ¼ in
Tebal tutup bawah : ¼ in
Bahan konstruksi : Stainless Steel 316 (Perry 7^{ed},T.28-11)
Jumlah : 1 buah

Spesifikasi packing :
Digunakan packing jenis raschig ring dengan spesifikasi standar : (Van Winkle : 607)
Packing disusun secara acak (randomize)
Ukuran packing : 1 in
Tebal packing : 1/8 in
Free gas space : 73%
Jumlah packing : 7451 buah
Bahan konstruksi : Ceramic Stoneware

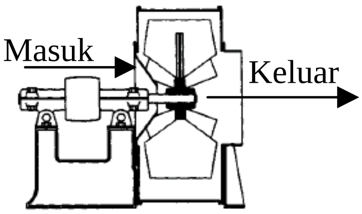
Sparger : Type : Standard Perforated Pipe
Bahan konstruksi : commercial steel

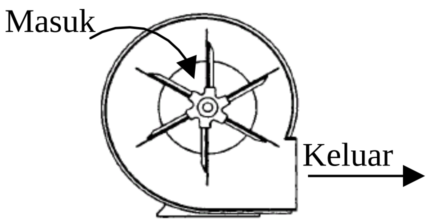
Bagian Atas : Diameter lubang : 4,03 mm
Jumlah cabang : 20 buah
Lubang tiap cabang : 248 buah

Sparger Bagian Atas :
Diameter lubang : 2,87 mm
Jumlah cabang : 20 buah
Lubang tiap cabang : 347 buah

10. BLOWER - 3 (G - 231)

Fungsi : menghembuskan uap ethanol ke R-210
Type : Centrifugal Fan
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk bahan gas dan tekanan operasi.





Perhitungan rate bahan :
Rate massa = 26467,1316 kg/jam = 58349,4383 lb/jam
BM campuran = 28,283
ρ_{campuran} pada P = 1 atm, T=120°C = 708 R ; udara $_{\text{std}}$ = 492 R

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{492}{708} \times \frac{1}{1} \times \frac{28,283}{359} = 0,055 \text{ lb/cuft} \qquad \text{[Himmelblau:249]}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{58349,4383}{0,055}\frac{\text{lb/jam}}{\text{lb/cuft}} / 60 = 17682 \text{ cuft/mnt}$$

Asumsi aliran turbulen :
Diameter optimum pipa = 12 in , sch. 40 [Foust , App.C6a]
OD = 12,750 in
ID = 11,938 in
A = 15,770 in^2

Perhitungan Power :

hp = 0,0044 Q x P_1 x ln $\frac{P_2}{P_1}$ (Perry 6[ed]; pers.6-31b)

dengan : Q = volumetrik bahan ; cuft/mnt

P_1 = operating suction pressure ; psi

P_2 = operating discharge pressure ; psi

P_2 = $P_1 + \Delta P_{pipa}$ = 14,7 + 2 psi = 16,7 psi

hp = 0,0044 Q x P_1 x ln $\frac{P_2}{P_1}$ (Perry 6[ed]; pers.6-31b)

hp = 0,0044 x 17682 x 14,7 x ln $\frac{16,7}{14,7}$ = 145,9 hp

Asumsi effisiensi motor = 80 % , maka :

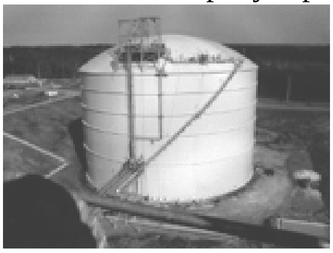
hp = 145,9 / 80% ≈ 183 hp

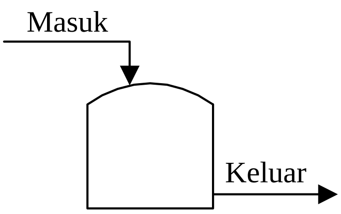
<u>Spesifikasi :</u>

Fungsi	: menghembuskan uap ethanol ke R-210
Type	: Centrifugal Fan
Bahan konstruksi	: Commercial Steel
Rate Volumetrik	: 17682 cuft/menit
Adiabatic Head	: 15000 ft.lbf/lbm bahan (Perry 6ed, fig.6-35)
Effisiensi motor	: 80%
Power	: 183 hp
Jumlah	: 1 buah

11. TANGKI KONDENSAT (F - 232)

Fungsi	: menampung kondensat selama 24 jam
Type	: silinder tegak , tutup bawah datar dan tutup atas dish
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan untuk liquid pada tekanan atmospheric
Kondisi Operasi	: - Tekanan = 1 atm (atmospheric pressure)
	- Suhu = 30°C (suhu kamar)
	- Waktu penyimpanan = 7 hari





<u>Perhitungan analog dengan tangki sebelumnya :</u>

Rate massa = 46356,7608 kg/jam = 102198,1149 lb/jam (1 kg = 2,2046 lb)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62{,}43 = 55{,}3 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{102198{,}1149}{55{,}3}\ \frac{\text{lb/jam}}{\text{lb/cuft}} = 1849 \text{ cuft/jam}$$

Direncanakan penyimpanan untuk 1 hari dengan 2 buah tangki (memudahkan proses pengisian dan pengosongan), sehingga volume masing-masing tangki adalah

$$= \frac{1849\,\frac{\text{cuft}}{\text{jam}} \times (1 \times 24\ \text{jam})}{2\ \text{tangki}} = 22188 \text{ cuft}$$

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki. (faktor keamanan)
Maka volume tangki = 22188 x (100/80) = 27735 cuft

<u>Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya</u>

Asumsi dimension ratio : H/D = 1 (Ulrich : Tabel 4-27)

Volume = ¼ π D^2 H

27735 = ¼ π $(D)^2$ 1 D

D ≈ 33 ft = 396 in

H = 33 ft = 396 in

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C$$ [Brownell,pers.13-1,hal.254]

dengan : t_{min} = tebal shell minimum; in
P = tekanan tangki ; psi
ri = jari-jari tangki ; in (½ D)
C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

P operasi = P hidrostatis

$$P\ \text{hidrostatis} = \frac{\rho \times H}{144} = \frac{55{,}3 \times (80\% \times 33)}{144} = 10{,}2 \text{ psi}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.
P design = 1,1 x 10,2 = 12 psi
R = ½ D = ½ x 396 = 198 in

$$t_{min} = \frac{12 \times 198}{(12650 \times 0{,}80) - (0{,}6 \times 12)} + 0{,}125 = 0{,}360 \text{ in, digunakan } t = 3/8 \text{ in}$$

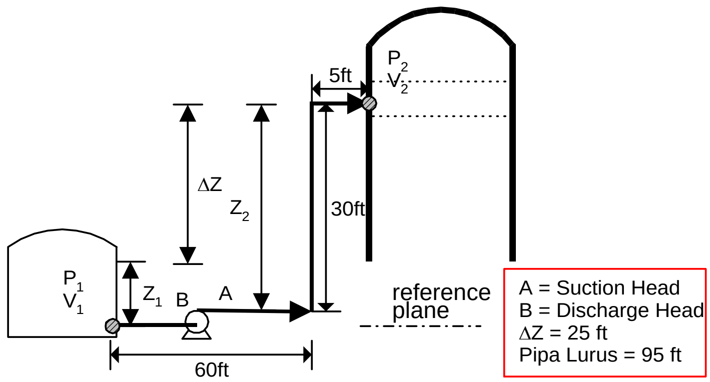
Untuk tebal tutup atas, karena tekanan atmospheric, maka disamakan dengan tebal shell.
Untuk tebal tutup bawah datar karena tutup bawah menumpang diatas semen (pondasi) , maka tebal tutup = ¼ in [Brownell, hal.58].

<u>Spesifikasi :</u>

Fungsi	: menampung kondensat selama 24 jam
Type	: silinder tegak , tutup bawah datar dan tutup atas dish
Volume	: 27735 cuft = 785 M^3
Diameter	: 33 ft
Tinggi	: 33 ft
Tebal shell	: 3/8 in
Tebal tutup atas	: 3/8 in
Tebal tutup bawah	: ¼ in
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C (Brownell : 253)
Jumlah	: 2 buah

12. POMPA - 2 (L - 233)

Fungsi : Memindahkan bahan dari F-232 ke D-240.
Type : Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan : sesuai untuk liquid dan bahan tidak mengandung solid



Perhitungan : (Asumsi Aliran Turbulen)
Bahan masuk = 46356,7608 kg/jam = 102199 lb/jam
ρ campuran = 55,3 lb/cuft

Rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} \frac{\text{lb / jam}}{\text{lb / cuft}}$ =1848,1cuft/j = 30,802 cuft/mnt=230,4 gpm = 0,5134 cuft/dt

Asumsi aliran turbulen :
Di Optimum untuk turbulen, N_{Re} > 2100 digunakan Persamaan (15) Peters :
Diameter Optimum = 3,9 x $q_f^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ [Peters, 4ed , pers.15, hal.496]
Diameter pipa optimum = 4,87 in [Peters, 4ed , pers.15, hal.496]
Dipilih pipa 5 in , sch. 40 [Foust , App.C6a]
OD = 5,563 in
ID = 5,047 in = 0,421 ft
A = (¼.π.ID^2) = 0,1389 ft^2

Kecepatan aliran , V = $\frac{\text{rate volumetrik}}{\text{Area pipa}} \frac{\text{cuft / mnt}}{\text{ft}^2} \times \frac{1}{60\,\text{dt}}$ = 3,70 ft/dt

sg bahan = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}} \times \text{sg reference}$ = 0,886

μ bahan = 0,000756 lb/ft dt (berdasarkan sg bahan)

N_{Re} = $\frac{D\,V\,\rho}{\mu}$ = 113943 > 2100 (asumsi turbulen benar)

Dipilih pipa Commercial steel (ε = 0,00015)
ε / D = 0,00035 [Foust , App. C-1]
f = 0,01173 [Foust , App. C-3]

Digunakan Persamaan Bernoulli : -Wf = $\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} + \Sigma F$

Perhitungan Friksi berdasarkan Peters, 4ed Tabel 1 , halaman 484.
Taksiran panjang pipa lurus = 95,0 ft
Panjang ekuivalen suction , Le [Peters 4ed; Tabel-1] :
- 2 elbow 90^0 = 2 x 32 x (ID Pipa) = 26,9 ft
- 1 globe valve = 1 x 300 x (ID Pipa) = 126,3 ft

- 1 gate valve = 1 x 7 x (ID Pipa) = 3,0 ft

Panjang total pipa = 251,2 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times Le}{gc \times D} = 5{,}952 \frac{ft\,.\,lb_f}{lb_m}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V_2{}^2}{2 \times \alpha \times gc} = 0{,}086 \frac{ft\,.\,lb_f}{lb_m}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} = 0{,}213 \frac{ft\,.\,lb_f}{lb_m}$$

$$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 = 6{,}251 \frac{ft\,.\,lb_f}{lb_m}$$

P_1 = 1 atm = 2116,8 lb_f/ft^2 (1 atm = 14,7 x 144 lb_f/ft^2)

P_2 = 2 atm = 4233,6 lb_f/ft^2 (1 atm = 14,7 x 144 lb_f/ft^2)

$\Delta P = P_2 - P_1$ = 2116,8 lb_f/ft^2 ; $\frac{\Delta P}{\rho} = 38{,}2785 \frac{ft\,.\,lb_f}{lb_m}$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} = 0{,}213 \frac{ft\,.\,lb_f}{lb_m}$$

ΔZ = 25 ft ; $\Delta Z \frac{g}{gc} = 25 \frac{ft\,.\,lbf}{lbm}$

Persamaan Bernoulli : - Wf = $\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} + \Sigma F$

$$-\ Wf = 69{,}7425 \frac{ft\,.\,lb_f}{lb_m}$$

hp $= \frac{-W_f \times flowrate(gpm) \times sg}{3960} \approx 3{,}59$ hp (Perry 6[ed] ; pers. 6-11 ; hal. 6-5)

Effisiensi pompa = 81% (Peters 4[ed] ; fig. 14-37)

Bhp $= \frac{hp}{\eta\, pompa} \approx 4{,}43$ hp

Effisiensi motor = 84% (Peters 4[ed] ; fig. 14-38)

Power motor $= \frac{Bhp}{\eta\, motor} \approx 5{,}5$ hp

Spesifikasi :

Fungsi	: Memindahkan bahan dari F-232 ke D-240.
Type	: Centrifugal Pump
Bahan konstruksi	: Commercial Steel
Rate Volumetrik	: 230,40 gpm
Total DynamicHead	: 69,75 ft.lb_f/lb_m
Effisiensi motor	: 84%
Power	: 5,5 hp = 4,2 kW

Jumlah : 1 buah

13. HEATER - 2 (E - 234)

Fungsi : Memanaskan bahan dari 32°C menjadi 85,5°C
Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

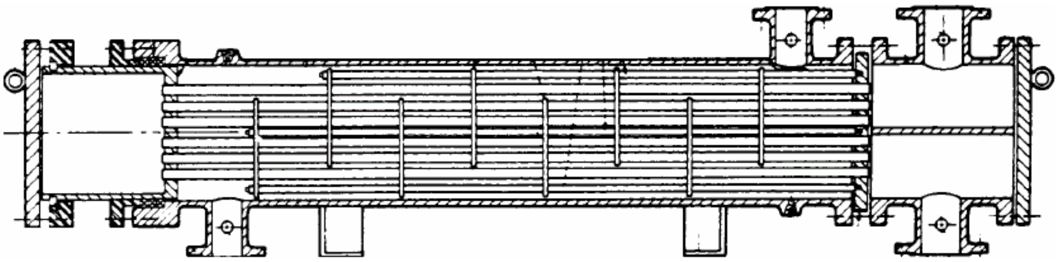


Diagram Suhu :

Steam ; t = 370°C = 700°F

Bahan T_1 = 32 °C = 90 °F → [ ] → Bahan t_2 = 85,5°C = 186°F

Steam Condensate ; t = 370°C = 700°F

Perhitungan :

1. Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :
   w Bahan = 46356,7608 kg/jam = 102198 lb/jam
   Panas yang dibutuhkan ; Q = 1028235,4120 kkal/jam = 1020075 Btu/jam
   Steam yang digunakan : W steam = 1863 kg/jam = 4107 lb/jam
2. Log Mean Temperature Difference :
   $\Delta T_1 = 700 - 186 = 514°F$
   $\Delta T_2 = 700 - 90 = 610°F$
   $$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 561^o F$$
   $\Delta T = F_T \times \text{LMTD}$ (untuk 1-2 Shell & Tube, F_T = 0,8 , Kern : 225)
   = 0,8 x 561 = 477°F
3. Tc dan t_c ; dipakai temperatur rata-rata
   Tc = Tav media = 700°F ; $t_c = t_{av}$ bahan = 138°F
   dipilih pipa ukuran ¾ in OD , 16 BWG , 16 ft , 1-in square pitch
   a = 0,1963 ft^2
   Asumsi : U_D = 5 Btu / j ft^2 °F [Kern ; tabel 8]
   $$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{1020075}{5 \times 477} = 427{,}7 \text{ ft}^2$$
   $$Nt = \frac{A}{L \times a} = \frac{427{,}7}{16 \times 0{,}1963} = 136 \text{ buah}$$
   digunakan Nt = 166 [Kern ; tabel 9]

Tube passes = 2
ID shell = 17,25 in
pitch = 1 in square
A baru = Nt x L x a = 166 . 16 . 0,1963 = 521,4 ft^2

U_D baru $= \dfrac{Q}{A_{baru} \times \Delta T}$ = 3 Btu/ j ft^2 ^oF

Shell Passes = 1

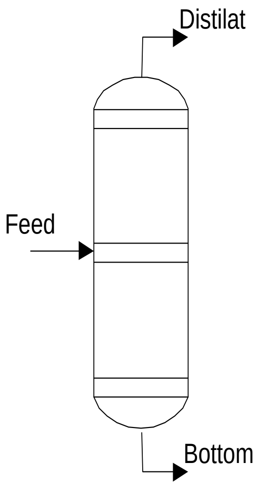
Spesifikasi :

Fungsi : Memanaskan bahan dari 32°C menjadi 85,5°C
Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)

Tube :	OD	= ¾ in ; 16 BWG
	Panjang	= 16 ft
	Pitch	= 1 in square
	Jumlah Tube , Nt	= 166
	Passes	= 2
Shell :	ID	= 17,25 in
	Passes	= 1
Heat Exchanger Area , A		= 521,4 ft^2 = 49 m^2
Bahan konstruksi		= Carbon steel
Jumlah exchanger		= 1 buah

14. KOLOM DISTILASI - 1 (D - 240)

Fungsi : Memisahkan acetaldehyde dari ethanol.
Type : Sieve Tray Colomn
Dasar Pemilihan : - effisiensi pemisahan lebih tinggi dari plate colomn.
- harga lebih murah dari bubble cap colomn.
- perawatan dan perbaikan yang mudah.



Data dari perhitungan neraca massa dan panas :
T operasi = 85,5°C
P operasi = 2 atm
BM campuran = 25,0588 kg/kmol
$R_{minimum}$ = 0,11927
$R_{operasi}$ = 0,1789

$\dfrac{R - R\min}{R + 1}$ = 0,05

L = 61,74730 kmol = 2710,6249 kg = 5975,84 lb

V = 406,89683 kmol = 17862,2338 kg = 39379,08 lb
D = 345,1495 kmol = 15151,5401 kg = 33403,09 lb
F = 1849,9065 kmol = 46356,7608 kg = 102198,11 lb

$$\rho_V = \frac{BM}{V} \times \frac{T_o}{T} \times \frac{P}{P_o} = 0{,}886 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho_L = \sum \left[\frac{1}{\frac{\text{fraksi mol}}{\text{sg}}} \right] \times 62.43 = 55{,}3 \text{ lb/cuft}$$

1. Penentuan Jumlah Plate pada kondisi reflux minimum :

Nmin = 6 s/d 8 (Van Winkle; fig.5.17) , digunakan Nmin = 8

dengan $\frac{R - R\min}{R+1} = 0{,}05$; dengan fig. 5.18 VW, didapat $\frac{N - N\min}{N+1} = 0{,}52$, maka N = 17,75

Plate teoritis , N = 17,75 plate
Plate total = 18 plate
karena menggunakan total kondensor dan partial reboiler, maka jumlah plate =
Plate ideal = 18 – 1 = 17 plate

dari Backhurst persamaan 4-16 untuk effisiensi plate :

$Eo = \frac{N}{Nt}$ = 17 / 17,75 x 100% = 95,77%

maka jumlah plate actual = 17 / 95,77% ≈ 18 plate
Menentukan lokasi feed dengan metode Kirkbride’s - Geankoplis pers.11.7-21 :

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0{,}206 \ \log \left[\frac{(X_{HK})_F}{(X_{LK})_F} \times \frac{B}{D} \times \left(\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right)^2 \right]$$

dengan Ne = jumlah plate diatas feed plate , Ns = jumlah plate dibawah feed plate

Penentuan Feed Plate :

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0{,}206 \ \log \left[\frac{0{,}7346}{0{,}0796} \times \frac{1504{,}7570}{345{,}1495} \times \left(\frac{0{,}09778}{0{,}00393} \right)^2 \right]$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 8{,}047 \longrightarrow Ne = 8{,}047\ Ns$$

Ne + Ns = 18 $\longrightarrow$ 8,047 Ns + Ns = 18 ; maka Ns = 1,9896
maka lokasi feed masuk (feed plate) pada plate ke 2
(Jumlah plate / tray dihitung dari bawah : Coulson , halaman 817)

2. Perhitungan Diameter Distilasi :

Perhitungan didasarkan pada 80 % flooding (Van Winkle:T-14.2)
L’ bawah = L + qF = 5975,84 + (0,8) 102198,11 = 87734,33 lb
V’ bawah = V + (1-q)F = 39379,08 + (1-0,8) 102198,11 = 59818,70 lb

rate V ; $Q_V = \frac{V}{\rho_V} = \frac{39379{,}08}{0{,}886}$ = 44445,91 cuft/jam = 12,35 cuft/dt

rate V’; $Q_V' = \frac{V'}{\rho_V} = \frac{59818{,}70}{0{,}886}$ = 67515,47 cuft/jam = 18,75 cuft/dt

Perhitungan dibuat untuk kondisi atas dan bawah kolom, pada bagian kiri adalah perhitungan bagian atas kolom, dan kanan untuk bagian bawah kolom.

Perhitungan didasarkan pada 80 % flooding (Van Winkle:T-14.2)

$P_F = \frac{L}{V}\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5}$ = 0,019 $P_F' = \frac{L'}{V'}\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5}$ = 0,186

Digunakan Tray Spacing = 24 "

Pc = 0,37 (VW:fig.13.21) Pc' = 0,28

untuk flooding 80 % : $0.80\ U_{VN} = Pc\left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{0.5}$

U_{VN} = 2,32 fps ; U_{VN}' = 1,76 fps

dari Van Winkle : halaman 588 : $A_N = \frac{Q_V}{U_{VN} \times 0.80}$

Rate V = 12,35 cuft/dt dan rate V' = 18,75 cuft/dt

maksimum vapor rate atas = 13 cuft/dt dan untuk bawah = 19 cuft/dt

A_N = 5,60 ft^2 A_N' = 10,80 ft^2

asumsi Ad = 0,475 A (sesuai van winkle hal.588)

A = A_N + 2 Ad = A_N + 2 (0,475) A

0,05 A = A_N (atas atau bawah)

A = 112,00 ft^2 (untuk atas)

A' = 216,00 ft^2 (untuk bawah)

D $=\left(\frac{A}{1/4 \times \pi}\right)^{0.5}$ = 11,94 ft

D ' $=\left(\frac{A'}{1/4 \times \pi}\right)^{0.5}$ = 16,59 ft

Diambil Diameter rata-rata = 12,0 ft

A = (D x $(\pi/4)^{0.5}$)^2 = 113,0 ft^2

Persen Flooding :

Atas : $\frac{Q_V / A_N}{Uvn}$ = 5,0% Bawah: $\frac{Q_V' / A_N}{Uvn}$ = 9,6%

Digunakan tray dengan jenis crossflow pass, didapat data dari tabel 14.8 :

Ad, area downcomer = 0,475 A

dh	= hole diameter	= 2/8	= 0.25 in
p	= hole pitch	= 3	= 3 x 0,25 = 0,75 in-pitch
hw	= weir lenght	= 1,5 in	
Lw/D	= weir lenght / D	= 0,70 ; Lw = 0,70 D	
Ah/A	= hole area / A	= 0,06 ; Ah = 0,06A	
tp gage	= plate thickness	= 12 gage = 0,0825 in	

Dengan persen flooding terbesar , maka digunakan Uvn'

3. Dimensi Shell dan Tutup

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C$ [B&Y,pers.13-1,hal.254]

dengan : t_{min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki ; psi

ri = jari-jari tangki ; in (½ D)

C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,80
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

P operasi = 2 atm = 29,4 psi
P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.
P design = 1,1 x 29,4 = 33 psi
R = ½ D = ½ x (12,0 x 12) = 72 in

$$t_{min} = \frac{33 \times 72}{(12650 \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 33)} + 0{,}125 = 0{,}346 \text{ in, digunakan } t = ½ \text{ in}$$

Tutup (standar dished dengan flange) :
Untuk D = 144 in dengan , dari Brownell Tabel 5.7 didapat : rc = 132 in

$$t_h = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{fE - 0{,}1P} + C \qquad \text{[Brownell, pers.13-12]}$$

dengan : t_h = tebal dished minimum ; in
P = tekanan tangki ; psi
rc = knuckle radius ; in [B&Y,T-5.7]
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,80
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

P design = 33 psi

$$t_h = \frac{0{,}885 \times 33 \times 132}{(12650 \times 0{,}85) - (0{,}1 \times 33)} = 0{,}50 \text{ in , digunakan } t = ½ \text{ in}$$

$$h = rc - \sqrt{rc^2 - \frac{D^2}{4}} = 1{,}8 \text{ ft}$$

4. Pressure Drop ; ΔH_T
Cara perhitungan didasarkan Van Winkle halaman 594 – 595 :

$$\Delta H_T = ho + \beta \left(hw + how + \frac{\beta}{2} \right) + h\sigma$$

Lw/D = weir lenght / D = 0,70 ; Lw = 0,70 D = 8,4 ft = 100,8 in
L = 5975,84 lb/jam ; ρ_L = 55,3 lb/cuft
Q_L = 5975,84 / 55,3 = 108,06 cuft/jam = 13,47 gpm

$$\frac{Q_L}{Lw^{2.5}} = 0{,}07 \text{ (ft)}$$

dari figure 13.7 didapat F_W = 1,02

$$how = 0.48 \cdot Fw \cdot \left(\frac{Q}{Lw\,,in} \right)^{0.67} = 3{,}55 \text{ in}$$

$$h\sigma = \frac{0.04 \cdot \sigma}{\rho_L \times dh}$$

σ = surface tension campuran = $[P (\rho_L - \rho_G)]^4$ Perry 7ed, pers. 3-152
karena ρ_L >>>> ρ_G maka ρ_G diabaikan
dengan tabel 2-402; hal.2-373 Perry 7ed , didapat P (parachor independent)
CH_3CHO = 99,8 x 0,18576 (fraksi mol) = 18,54
C_2H_5OH = 140,8 x 0,07961 (fraksi mol) = 11,21

H_2O = 45,3 x 0,73463 (fraksi mol) = 33,28
————————————————————————————— +
Total Parachor number = 63,03

ρ_L campuran = 55,3 lb/cuft = 0,011 mol/cm^3 ;

ρ_G = 0 (diasumsikan = 0 , karena terlalu kecil jika dibandingkan dengan ρ liquid)

σ = (63,03 x 0,011)^4 = 0,232 dyne/cm

dh = hole diameter = 0,25 in (Van Winkle , tabel 14.8)

$$h\sigma = \frac{0.04 \cdot \sigma}{\rho_L \times dh} = 0{,}00067 \text{ in}$$

$$ho = 0.186 \times \frac{\rho_V}{\rho_L} \times \left(\frac{Uvn}{Co}\right)^2$$

Ah/A = hole area / A= 0,06 ; Ah = 0,06A = 6,78 ft = 81,36 in

tp gage / dh = 0,0825 in / 0,25 in = 0,33, maka :

Co = 0,71 (Van Winkle , fig. 13.18)

$$ho = 0{,}186 \times \frac{\rho_V}{\rho_L} \times \left(\frac{Uvn}{Co}\right)^2 = 0{,}03 \text{ in}$$

F_{VA} = Uva $(\rho_V)^{0.5}$

Uva = (Uvn atas + Uvn bawah) / 2 = 2,04

F_{VA} = 2,04 $(0{,}886)^{0.5}$ = 1,92

dari fig. 13.16 , didapat : β = 0,58

hw = 1,5 in

$$H_T = ho + \beta \left(hw + how + \frac{\beta}{2} \right) + h\sigma$$

H_T = 0,03 + 0,58 (1,5 + 3,55 + (½ x 0,58)) + 0,00067 ≈ 3,13 in

5. Liquid backup in Downcomer ; H_D

$$H_D = \left(\Delta H_T + hw + how + \frac{\Delta}{A} + hd \right) \times (1/\phi a)$$

H_D = (ΔH_T + hd) x (1/ϕa)

$$hd = 0.03 \times \left(\frac{Q_L}{100Ad}\right)^2 \quad ;$$

Ad = area downcomer = 0,475 A = 53,675 ft^2

$$hd = 0.03 \times \left(\frac{Q_L}{100Ad}\right)^2 = 0{,}000001 \text{ in}$$

H_D = (ΔH_T + hd) x (1/ϕa)

H_D = (3,13 + 0,000001) x (1/ϕa) = 3,14

asumsi ϕa = 0.5 (Van Winkle : 595) maka H_D = 3,14 / 0,5 = 6,28 in

6. Perhitungan Tinggi Kolom

Plate / Tray spacing = 24 in (fig.13-21)

tp gage	= plate thickness	= 12 g = 0,0825 in	(tabel 14.8)
hw	= weir height	= 1,5 in	(tabel 14.8)
Tinggi tiap Plate	= 24 + 0,0825 + 1,5	= 25,5825 in ≈ 2,2 ft	
Jumlah Plate	= 18 buah		
H Total plate	= 18 x 2,2	= 39,6 ft	

H Liquid backup	= 6,28 in	≈ 0,6 ft
H Top disengaging space		= 3,0 ft (asumsi)
H Bottom separator		= 4,0 ft (asumsi)
		+
H tangent line to tangent line		= 47,2 ft

H Tutup atas dished	= 1,8 ft
H Skirt Support	= 4,0 ft (asumsi)
H tangent line to tangent line	= 47,2 ft
	+
Tinggi total	= 53,0 ft

Spesifikasi kolom distilasi :

Fungsi : Memisahkan acetaldehyde dari ethanol.

Type : Sieve Tray Colomn

Tekanan operasi = 33 psi

Suhu operasi = 85,5°C

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-283 grade C (Brownell : 253)

Allowable stress (SA-283 , Grade C) = 12650 psi

Digunakan double welded butt joint no radiograph dengan efisiensi = 85% (0,85)

Spesifikasi shell dan tutup :

Shell OD	= 12,0 ft = 144 in
Tebal shell	= ½ in
Tebal tutup dished	= ½ in
Tinggi tutup dished	= 1,8 ft

Spesifikasi Plate :

Tray spacing	= 24 in
Jumlah plate	= 18 buah
Feed Plate	= plate ke – 2
Tinggi tangent line to tangent line	= 47,2 ft
Tinggi skirt support	= 4,0 ft
Tinggi tutup dished	= 1,8 ft
	+
Tinggi total tangki	= 53,0 ft

Lain-lain :

Berat liquid	= 31205,2207 lb
Area downcomer	= 53,675 ft^2
Berat liquid tiap area	= 582 lb/ft^2
Tray support ring	= 2 1/2 in x 2 1/2 in x 3/8 in , Angles
Faktor korosi	= 1/8 in (0,125 in)
Overhead vapor line, OD	= 12 in
Tebal isolasi	= 3 in
Accessories	= 1 buah tangga.

Jumlah kolom distilasi = 1 buah

15. CONDENSER - 1 (E - 241)

Fungsi : Mengkondensasi bahan dengan suhu 32°C
Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

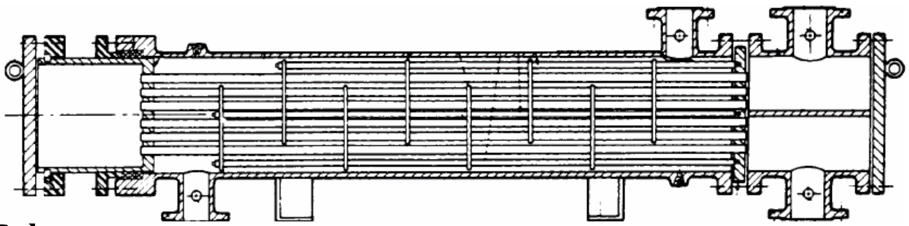
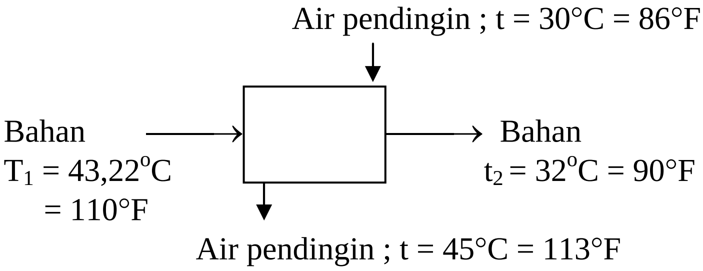


Diagram Suhu :



Perhitungan analog dengan exchanger sebelumnya :

1. Neraca panas :
   Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :
   w Bahan = 15151,5401 kg/jam = 33403 lb/jam
   Panas yang dibutuhkan ; Q = 2568928,3739 kkal/jam = 2548540 Btu/jam
   Pendingin yang digunakan : $W_{Pendingin}$ = 17126 kg/jam = 37756 lb/jam
2. Log Mean Temperature Difference :

ΔT_1 = 113 – 110 = 3°F
ΔT_2 = 90 – 86 = 4°F

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \dfrac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 3^{o}\text{F}$$

ΔT = F_T x LMTD (untuk 1-2 Shell & Tube, F_T = 0,8 , Kern : 225)
= 0,8 x 3 ≈ 3°F

3. Tc dan t_c ; dipakai temperatur rata-rata
   Tc = Tav media = 100°F ; t_c = t_{av} bahan = 100°F
   dipilih pipa ukuran ¾ in OD , 16 BWG , 16 ft , 1-in square pitch
   a = 0,1963 ft^2
   Asumsi : U_D = 300 Btu / j ft^2 °F [Kern ; tabel 8]

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{2548540}{300 \times 3} = 2831{,}7 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a} = \frac{2831{,}7}{16 \times 0{,}1963} = 902 \text{ buah}$$

   digunakan Nt = 914 [Kern ; tabel 9]
   Tube passes = 2

ID shell = 37,0 in
pitch = 1 in square
A baru = Nt x L x a = 914 . 16 . 0,1963 = 2870,7 ft^2

U_D baru $= \dfrac{Q}{A_{baru} \times \Delta T}$ = 296 Btu/ j ft^2 ^oF

Shell Passes = 1

Spesifikasi :

Fungsi : Mengkondensasi bahan dengan suhu 32°C
Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)

Tube :	OD	=	¾ in ; 16 BWG
	Panjang	=	16 ft
	Pitch	=	1 in square
	Jumlah Tube , Nt	=	914
	Passes	=	2
Shell :	ID	=	37,0 in
	Passes	=	1
Heat Exchanger Area , A		=	2870,7 ft^2 = 267 m^2
Jumlah exchanger		=	1 buah

16. AKUMULATOR - 1 (F - 242)

Fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
Type : silinder horizontal dengan tutup dished
Dasar Pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil

Perhitungan analog dengan tangki sebelumnya :

Bahan masuk = 15151,5401 kg/jam = 33403,0854 lb/jam

ρ campuran $= \dfrac{1}{\sum \dfrac{\text{fraksi berat}}{\rho\,\text{komponen}}} \times 62{,}43 =$ 48,9 lb/cuft (1 gr/cc = 62,43 lb/cuft)

Rate Volumetrik $= \dfrac{\text{massa}}{\text{densitas}} \dfrac{\text{lb / jam}}{\text{lb / cuft}}$ = 684 cuft/jam

Waktu tinggal = 300 – 600 detik (Ulrich , T.4-18)

Direncanakan waktu tinggal dalam tangki = 600 detik dan digunakan 1 buah tangki, sehingga volume tangki = 684 cuft/jam x (600/3600)jam = 114 cuft

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, maka volume tangki :

Volume tangki= 114 / 80% = 143 cuft

Menentukan diameter tangki dan panjang tangki .

$\dfrac{L}{D}$ = 3 – 5 [Ulrich tabel 4-27, p.249] ; Diambil $\dfrac{L}{D}$ = 3

keterangan : L = panjang tangki
D = diameter tangki

Tangki berbentuk silinder dengan tutup berbentuk standard dished heads.

Volume = $\frac{\pi}{4}.D^2.L$

143 = $\frac{\pi}{4}.(D^2).3D$

D $\approx$ 4 ft = 48 in
L = 12 ft = 144 in

Penentuan tebal shell :
Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0,6P} + C$ [B&Y,pers.13-1,hal.254]

dengan : t_{min} = tebal shell minimum; in
P = tekanan tangki ; psi
ri = jari-jari tangki ; in (½ D)
C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

P operasi = 2 atm = (2 x 14,7) – 14,7 = 14,7 psig
P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.
P design = 1,1 x 14,7 = 16 psi

$t_{min} = \frac{16 \times (48/2)}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 16)} + 0,125$ = 0,163 in digunakan t = 3/16 in

Untuk D = 48 in dengan , dari Brownell Tabel 5.7 didapat : rc = 48 in
Tebal standard torispherical dished :

$t_h = \frac{0,885 \times P \times rc}{fE - 0,1P} + C$

dengan : t_h = tebal dished minimum ; in
P = tekanan tangki ; psi
rc = knuckle radius ; in [B&Y,T-5.7]
C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

$t_h = \frac{0,885 \times 16 \times 48}{(12650 \times 0,8) - (0,1 \times 16)}$ + 0,125 = 0,193 in , digunakan t = ¼ in

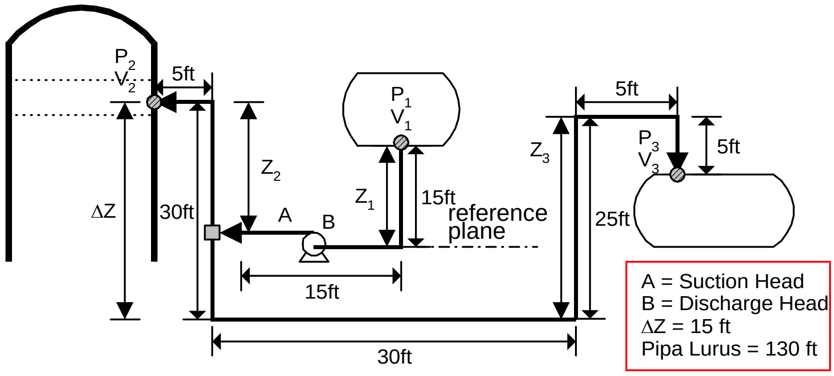
h = Rc - $\sqrt{Rc^2 - \frac{D^2}{4}}$ $\approx$ 0,6 ft

Spesifikasi :
Fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
Type : silinder horizontal dengan tutup dished
Volume : 143 cuft = 5 M^3
Tekanan : 2 atm absolut
Diameter : 3 ft
Panjang : 9 ft
Tebal shell : 3/16 in

Tebal tutup	: ¼ in
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	: 1 buah

17. POMPA - 3 (L - 243)

Fungsi	: Memindahkan bahan dari F-242 ke D-240 dan ke F-310.
Type	: Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan	: sesuai untuk liquid dan bahan tidak mengandung solid



Perhitungan : (Asumsi Aliran Turbulen)

Bahan masuk = 15151,5401 kg/jam = 33404 lb/jam

ρ campuran = 48,9 lb/cuft

Rate volumetrik $= \dfrac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} \dfrac{\text{lb / jam}}{\text{lb / cuft}}$ = 683,2 cuft/j = 11,387 cuft/mnt = 85,2 gpm = 0,1898 cuft/dt

Asumsi aliran turbulen :

Di Optimum untuk turbulen, N_{Re} > 2100 digunakan Persamaan (15) Peters :

Diameter Optimum = 3,9 x $q_f^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ [Peters, 4^{ed} , pers.15, hal.496]

Diameter pipa optimum = 3,06 in [Peters, 4^{ed} , pers.15, hal.496]

Dipilih pipa 3 in , sch. 40 [Foust , App.C6a]

OD = 3,500 in

ID = 3,068 in = 0,256 ft

A = (¼.π.ID^2) = 0,0514 ft^2

Kecepatan aliran , $V = \dfrac{\text{rate volumetrik}}{\text{Area pipa}} \dfrac{\text{cuft / mnt}}{\text{ft}^2} \times \dfrac{1}{60\,\text{dt}}$ = 3,70 ft/dt

sg bahan $= \dfrac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}} \times \text{sg reference} = 0{,}783$

μ bahan = 0,000669 lb/ft dt (berdasarkan sg bahan)

$N_{Re} = \dfrac{D\,V\,\rho}{\mu}$ = 69235 > 2100 (asumsi turbulen benar)

Dipilih pipa Commercial steel (ε = 0,00015)

ε / D = 0,00059 [Foust , App. C-1]

f = 0,00713 [Foust , App. C-3]

Digunakan Persamaan Bernoulli : -Wf = $\dfrac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \dfrac{g}{gc} + \dfrac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} + \Sigma F$

Perhitungan Friksi berdasarkan Peters, 4^{ed} Tabel 1 , halaman 484.

Taksiran panjang pipa lurus = 130,0 ft
Panjang ekuivalen suction , Le [Peters 4ed; Tabel-1] :

- 6 elbow 90^0 = 6 x 32 x (ID Pipa) = 49,2 ft
- 1 globe valve = 1 x 300 x (ID Pipa) = 76,8 ft
- 1 tee valve = 1 x 90 x (ID Pipa) = 23,0 ft
- 1 gate valve = 1 x 7 x (ID Pipa) = 1,8 ft

-- +

Panjang total pipa = 280,8 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times Le}{gc \times D} = 6{,}648 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V_2^{\,2}}{2 \times \alpha \times gc} = 0{,}086 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} = 0{,}213 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

$$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 = 6{,}947 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

P_1 = 2 atm = 4233,6 lb_f/ft^2 (1 atm = 14,7 x 144 lb_f/ft^2)
P_2 = 2 atm = 4233,6 lb_f/ft^2 (1 atm = 14,7 x 144 lb_f/ft^2)

$\Delta P = P_2 - P_1 = 0\ lb_f/ft^2$; $\frac{\Delta P}{\rho} = 0 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} = 0{,}213 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

ΔZ = 15 ft ; $\Delta Z \frac{g}{gc} = 15 \frac{ft.lbf}{lbm}$

Persamaan Bernoulli : - Wf = $\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} + \Sigma F$

$$-\ Wf = 22{,}1600 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

hp $= \frac{-W_f \times flowrate(gpm) \times sg}{3960} \approx 0{,}50$ hp (Perry 6ed ; pers. 6-11 ; hal. 6-5)

Effisiensi pompa = 66% (Peters 4ed ; fig. 14-37)

Bhp $= \frac{hp}{\eta\, pompa} \approx 0{,}76$ hp

Effisiensi motor = 80% (Peters 4ed ; fig. 14-38)

Power motor $= \frac{Bhp}{\eta\, motor} \approx 1{,}0$ hp

Spesifikasi :

Fungsi : Memindahkan bahan dari F-242 ke D-240 dan ke F-310.

Type	: Centrifugal Pump
Bahan konstruksi	: Commercial Steel
Rate Volumetrik	: 85,20 gpm
Total DynamicHead	: 22,16 ft.lb_f/lb_m
Effisiensi motor	: 80%
Power	: 1,0 hp = 0,8 kW
Jumlah	: 1 buah

18. REBOILER - 1 (E - 244)

Fungsi	: Menguapkan sebagian liquid dengan suhu 109,842°C
Type	: 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

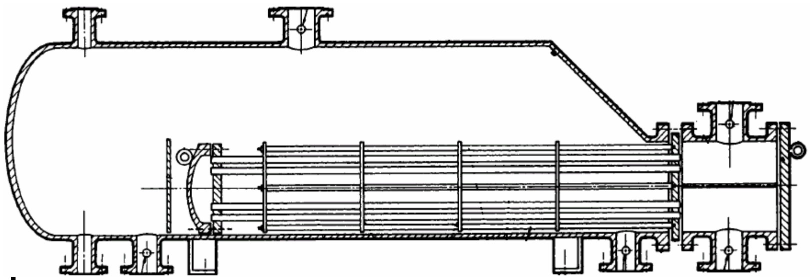


Diagram Suhu :

Steam ; t = 370°C = 700°F

Bahan T_1 = 85,5°C = 186°F → [ ] → Bahan t_2 = 109,842°C = 230°F

Steam Condensate ; t = 370°C = 700°F

Perhitungan :

1. Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :
   w Bahan = 31205,2207 kg/jam = 68795 lb/jam
   Panas yang dibutuhkan ; Q = 2789047,4662 kkal/jam = 2766912 Btu/jam
   Steam yang digunakan : W steam = 5053 kg/jam = 11140 lb/jam
2. Log Mean Temperature Difference :
   $\Delta T_1 = 700 - 230 = 470°F$
   $\Delta T_2 = 700 - 186 = 514°F$
   $$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 492^oF$$
   $\Delta T = F_T \times \text{LMTD}$ (untuk 1-2 Shell & Tube, F_T = 0,8 , Kern : 225)
   = 0,8 x 492 = 419°F
3. Tc dan t_c ; dipakai temperatur rata-rata
   Tc = Tav media = 700°F ; t_c = t_{av} bahan = 208°F
   dipilih pipa ukuran ¾ in OD , 16 BWG , 16 ft , 1-in square pitch
   a = 0,1963 ft^2
   Asumsi : U_D = 5 Btu / j ft^2 °F [Kern ; tabel 8]

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{2766912}{5 \times 419} = 1320{,}7\ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a} = \frac{1320{,}7}{16 \times 0{,}1963} = 421\ buah$$

digunakan Nt = 394 [Kern ; tabel 9]
Tube passes = 2
ID shell = 25,0 in
pitch = 1 in square
A baru = Nt x L x a = 394 . 16 . 0,1963 = 1237,5 ft^2

U_D baru $= \frac{Q}{A_{baru} \times \Delta T} = 5\ Btu/\ j\ ft^2\ {}^oF$

Shell Passes = 1

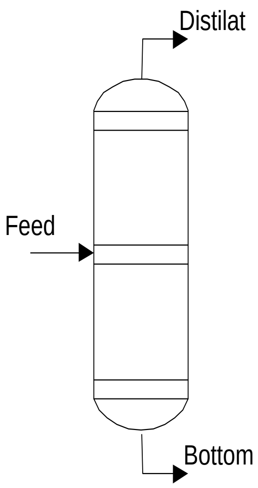
Spesifikasi :

Fungsi : Menguapkan sebagian liquid dengan suhu 109,842°C
Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)

Tube :	OD	= ¾ in ; 16 BWG
	Panjang	= 16 ft
	Pitch	= 1 in square
	Jumlah Tube , Nt	= 394
	Passes	= 2
Shell :	ID	= 25,0 in
	Passes	= 1
Heat Exchanger Area , A		= 1237,5 ft^2 = 115 m^2
Bahan konstruksi		= Carbon steel
Jumlah exchanger		= 1 buah

19. KOLOM DISTILASI - 2 (D - 250)

Fungsi : Memurnikan ethanol sampai dengan 99,5%.
Type : Sieve Tray Colomn
Dasar Pemilihan : - effisiensi pemisahan lebih tinggi dari plate colomn.
- harga lebih murah dari bubble cap colomn.
- perawatan dan perbaikan yang mudah.



Data dari perhitungan neraca massa dan panas :
T operasi = 89,66°C
P operasi = 1 atm
BM campuran = 20,7378 kg/kmol

$R_{minimum}$ = 1,36412
$R_{operasi}$ = 2,0462

$$\frac{R - R\min}{R + 1} = 0{,}22$$

L	= 301,86890 kmol	= 13778,8783 kg	= 30376,92 lb
V	= 449,39548 kmol	= 20512,7645 kg	= 45222,44 lb
D	= 147,5266 kmol	= 6733,8778 kg	= 14845,51 lb
F	= 1504,7570 kmol	= 31205,2207 kg	= 68795,03 lb

$$\rho_V = \frac{BM}{V} \times \frac{T_o}{T} \times \frac{P}{P_o} = 0{,}947 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho_L = \sum \left[\frac{1}{\frac{\text{fraksi mol}}{\text{sg}}} \right] \times 62.43 = 59{,}1 \text{ lb/cuft}$$

1. Penentuan Jumlah Plate pada kondisi reflux minimum :
Nmin = 6 s/d 8 (Van Winkle; fig.5.17) , digunakan Nmin = 8
dengan $\frac{R - R\min}{R + 1}$ = 0,22 ; dengan fig. 5.18 VW, didapat $\frac{N - N\min}{N + 1}$ = 0,42 , maka N = 14,51
Plate teoritis , N = 14,51 plate
Plate total = 15 plate
karena menggunakan total kondensor dan partial reboiler, maka jumlah plate =
Plate ideal = 15 – 1 = 14 plate
dari Backhurst persamaan 4-16 untuk effisiensi plate :

$$Eo = \frac{N}{Nt} = 14 / 14{,}51 \times 100\% = 96{,}49\%$$

maka jumlah plate actual = 14 / 96,49% ≈ 15 plate
Menentukan lokasi feed dengan metode Kirkbride's - Geankoplis pers.11.7-21 :

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0{,}206 \log \left[\frac{(X_{HK})_F}{(X_{LK})_F} \times \frac{B}{D} \times \left(\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right)^2 \right]$$

dengan Ne = jumlah plate diatas feed plate , Ns = jumlah plate dibawah feed plate
Penentuan Feed Plate :

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0{,}206 \log \left[\frac{0{,}9022}{0{,}0978} \times \frac{1357{,}2304}{147{,}5266} \times \left(\frac{0{,}00108}{0{,}01267} \right)^2 \right]$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 0{,}905 \longrightarrow Ne = 0{,}905\ Ns$$

Ne + Ns = 15 $\longrightarrow$ 0,905 Ns + Ns = 15 ; maka Ns = 7,873
maka lokasi feed masuk (feed plate) pada plate ke 2
(Jumlah plate / tray dihitung dari bawah : Coulson , halaman 817)

2. Perhitungan Diameter Distilasi :
Perhitungan didasarkan pada 80 % flooding (Van Winkle:T-14.2)

L' bawah	= L + qF	= 30376,92 + (0,8) 68795,03	= 85412,94 lb
V' bawah	= V + (1-q)F	= 45222,44 + (1-0,8) 68795,03	= 58981,45 lb

rate V ; Q_V $= \dfrac{V}{\rho_V} = \dfrac{45222,44}{0,947}$ = 47753,37 cuft/jam = 13,26 cuft/dt

rate V'; Q_V' $= \dfrac{V'}{\rho_V} = \dfrac{58981,45}{0,947}$ = 62282,41 cuft/jam = 17,30 cuft/dt

Perhitungan dibuat untuk kondisi atas dan bawah kolom, pada bagian kiri adalah perhitungan bagian atas kolom, dan kanan untuk bagian bawah kolom.

Perhitungan didasarkan pada 80 % flooding (Van Winkle:T-14.2)

$P_F = \dfrac{L}{V}\left(\dfrac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5}$ = 0,085 P_F ' $= \dfrac{L'}{V'}\left(\dfrac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5}$ = 0,183

Digunakan Tray Spacing = 24"

Pc = 0,34 (VW:fig.13.21) Pc' = 0,27

untuk flooding 80 % : 0.80 U_{VN} = $Pc\left(\dfrac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{0.5}$

U_{VN} = 2,13 fps ; U_{VN}' = 1,69 fps

dari Van Winkle : halaman 588 : $A_N = \dfrac{Q_V}{U_{VN} \times 0.80}$

Rate V = 13,26 cuft/dt dan rate V' = 17,30 cuft/dt

maksimum vapor rate atas = 14 cuft/dt dan untuk bawah = 18 cuft/dt

A_N = 6,57 ft^2 A_N' = 10,65 ft^2

asumsi Ad = 0,475 A (sesuai van winkle hal.588)

A = A_N + 2 Ad = A_N + 2 (0,475) A

0,05 A = A_N (atas atau bawah)

A = 131,40 ft^2 (untuk atas)

A' = 213,00 ft^2 (untuk bawah)

D $= \left(\dfrac{A}{1/4 \times \pi}\right)^{0.5}$ = 12,94 ft

D ' $= \left(\dfrac{A'}{1/4 \times \pi}\right)^{0.5}$ = 16,47 ft

Diambil Diameter rata-rata = 13,0 ft

A = $(D \times (\pi/4)^{0.5})^2$ = 132,7 ft^2

Persen Flooding :

Atas : $\dfrac{Q_V / A_N}{Uvn}$ = 5,0% Bawah: $\dfrac{Q_V' / A_N}{Uvn}$ = 8,0%

Digunakan tray dengan jenis crossflow pass, didapat data dari tabel 14.8 :

Ad, area downcomer		= 0,475 A	
dh	= hole diameter	= 2/8	= 0.25 in
p	= hole pitch	= 3	= 3 x 0,25 = 0,75 in-pitch
hw	= weir lenght	= 1,5 in	
Lw/D	= weir lenght / D	= 0,70 ; Lw	= 0,70 D
Ah/A	= hole area / A	= 0,06 ; Ah = 0,06A	
tp gage	= plate thickness	= 12 gage = 0,0825 in	

Dengan persen flooding terbesar , maka digunakan Uvn'

3. Dimensi Shell dan Tutup
Menentukan tebal minimum shell :
Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$t_{min} = \dfrac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C$ [B&Y,pers.13-1,hal.254]

dengan : t_{min} = tebal shell minimum; in
P = tekanan tangki ; psi
ri = jari-jari tangki ; in (½ D)
C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,80
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

P operasi = 1 atm = 14,7 psi
P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.
P design = 1,1 x 14,7 = 17 psi
R = ½ D = ½ x (13,0 x 12) = 78 in

$t_{min} = \dfrac{17 \times 78}{(12650 \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 17)} + 0{,}125$ = 0,248 in, digunakan t = ¼ in

Tutup (standar dished dengan flange) :
Untuk D = 156 in dengan , dari Brownell Tabel 5.7 didapat : rc = 144 in

$t_h = \dfrac{0{,}885 \times P \times rc}{fE - 0{,}1P} + C$ [Brownell, pers.13-12]

dengan : t_h = tebal dished minimum ; in
P = tekanan tangki ; psi
rc = knuckle radius ; in [B&Y,T-5.7]
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,80
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

P design = 17 psi

$t_h = \dfrac{0{,}885 \times 17 \times 144}{(12650 \times 0{,}85) - (0{,}1 \times 17)}$ = 0,339 in , digunakan t = 3/8 in

$h = rc - \sqrt{rc^2 - \dfrac{D^2}{4}}$ = 2,0 ft

4. Pressure Drop ; ΔH_T
Cara perhitungan didasarkan Van Winkle halaman 594 – 595 :

$\Delta H_T = ho + \beta \left(hw + how + \dfrac{\beta}{2} \right) + h\sigma$

Lw/D = weir lenght / D = 0,70 ; Lw = 0,70 D = 9,1 ft = 109,2 in
L = 30376,92 lb/jam ; ρ_L = 59,1 lb/cuft
Q_L = 30376,92 / 59,1 = 513,99 cuft/jam = 64,08 gpm

$\dfrac{Q_L}{Lw^{2.5}}$ = 0,26 (ft)

dari figure 13.7 didapat F_W = 1,02

$how = 0.48 \cdot Fw \cdot \left(\dfrac{Q}{Lw, in} \right)^{0.67}$ = 9,55 in

$h\sigma \quad = \dfrac{0.04 \cdot \sigma}{\rho_L \times dh}$

σ = surface tension campuran = [P (ρ_L - ρ_G)] ^{4} Perry 7^{ed}, pers. 3-152

karena ρ_L >>>> ρ_G maka ρ_G diabaikan

dengan tabel 2-402; hal.2-373 Perry 7^{ed} , didapat P (parachor independent)

C_2H_5OH	= 140,8 x 0,09778 (fraksi mol)	= 13,77
H_2O	= 45,3 x 0,90222 (fraksi mol)	= 40,88
	Total Parachor number	= 54,65

ρ_L campuran = 59,1 lb/cuft = 0,012 mol/cm^3 ;

ρ_G = 0 (diasumsikan = 0 , karena terlalu kecil jika dibandingkan dengan ρ liquid)

σ = (59,1 x 0,012)^4 = 0,185 dyne/cm

dh = hole diameter = 0,25 in (Van Winkle , tabel 14.8)

$h\sigma = \dfrac{0.04 \cdot \sigma}{\rho_L \times dh}$ = 0,00050 in

$ho \quad = 0.186 \times \dfrac{\rho_V}{\rho_L} \times \left(\dfrac{Uvn}{Co}\right)^2$

Ah/A = hole area / A= 0,06 ; Ah = 0,06A = 7,96 ft = 95,52 in

tp gage / dh = 0,0825 in / 0,25 in = 0,33, maka :

Co = 0,71 (Van Winkle , fig. 13.18)

$ho \quad = 0{,}186 \times \dfrac{\rho_V}{\rho_L} \times \left(\dfrac{Uvn}{Co}\right)^2$ = 0,03 in

F_{VA} = Uva (ρ_V)$^{0.5}$

Uva = (Uvn atas + Uvn bawah) / 2 = 1,91

F_{VA} = 1,91 (0,947)$^{0.5}$ = 1,86

dari fig. 13.16 , didapat : β = 0,58

hw = 1,5 in

$H_T = ho + \beta \; (hw + how + \dfrac{\beta}{2}) + h\sigma$

H_T = 0,03 + 0,58 (1,5 + 9,55 + (½ x 0,58)) + 0,00050 ≈ 6,61 in

5. Liquid backup in Downcomer ; H_D

$H_D \quad = (\Delta H_T + hw + how + \dfrac{\Delta}{A} + hd) \text{ x } (1/\phi a)$

H_D = (ΔH_T + hd) x (1/ϕa)

$hd \quad = 0.03 \times \left(\dfrac{Q_L}{100Ad}\right)^2$;

Ad = area downcomer = 0,475 A = 63,0325 ft^2

$hd \quad = 0.03 \times \left(\dfrac{Q_L}{100Ad}\right)^2$ = 0,000001 in

H_D = (ΔH_T + hd) x (1/ϕa)

H_D = (6,61 + 0,000001) x (1/ϕa) = 6,62

asumsi ϕa = 0.5 (Van Winkle : 595) maka H_D = 6,62 / 0,5 = 13,24 in

6. Perhitungan Tinggi Kolom

Plate / Tray spacing = 24 in (fig.13-21)
tp gage = plate thickness = 12 g = 0,0825 in (tabel 14.8)
hw = weir height = 1,5 in (tabel 14.8)
Tinggi tiap Plate = 24 + 0,0825 + 1,5 = 25,5825 in ≈ 2,2 ft
Jumlah Plate = 15 buah
H Total plate = 15 x 2,2 = 33,0 ft
H Liquid backup = 13,24 in ≈ 1,2 ft
H Top disengaging space = 3,8 ft (asumsi)
H Bottom separator = 4,0 ft (asumsi)

\+

H tangent line to tangent line = 42,0 ft

H Tutup atas dished = 2,0 ft
H Skirt Support = 4,0 ft (asumsi)
H tangent line to tangent line = 42,0 ft

\+

Tinggi total = 48,0 ft

Spesifikasi kolom distilasi :

Fungsi : Memurnikan ethanol sampai dengan 99,5%.
Type : Sieve Tray Colomn
Tekanan operasi = 17 psi
Suhu operasi = 89,66°C
Bahan konstruksi = Carbon steel SA-283 grade C (Brownell : 253)
Allowable stress (SA-283 , Grade C) = 12650 psi
Digunakan double welded butt joint no radiograph dengan efisiensi = 85% (0,85)
Spesifikasi shell dan tutup :
Shell OD = 13,0 ft = 156 in
Tebal shell = ¼ in
Tebal tutup dished = 3/8 in
Tinggi tutup dished = 2,0 ft
Spesifikasi Plate :
Tray spacing = 24 in
Jumlah plate = 15 buah
Feed Plate = plate ke – 8
Tinggi tangent line to tangent line = 42,0 ft
Tinggi skirt support = 4,0 ft
Tinggi tutup dished = 2,0 ft

\+

Tinggi total tangki = 48,0 ft
Lain-lain :
Berat liquid = 24471,3429 lb
Area downcomer = 63,033 ft^2
Berat liquid tiap area = 389 lb/ft^2
Tray support ring = 2 1/2 in x 2 1/2 in x 3/8 in , Angles
Faktor korosi = 1/8 in (0,125 in)
Overhead vapor line, OD = 12 in
Tebal isolasi = 3 in

Accessories = 1 buah tangga.
Jumlah kolom distilasi = 1 buah

20. CONDENSER - 2 (E - 251)

Fungsi : Mengkondensasi bahan dengan suhu 32°C
Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

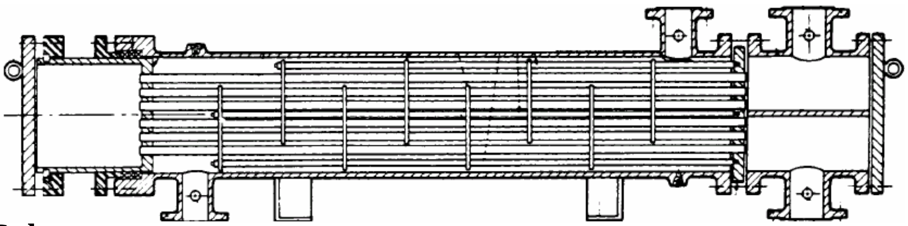


Diagram Suhu :

Air pendingin ; t = 30°C = 86°F

Bahan T_1 = 55,542°C = 132°F → Bahan t_2 = 32°C = 90°F

Air pendingin ; t = 45°C = 113°F

Perhitungan analog dengan exchanger sebelumnya :

1. Neraca panas :
   Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :
   w Bahan = 6733,8778 kg/jam = 14846 lb/jam
   Panas yang dibutuhkan ; Q = 4335917,0338 kkal/jam = 4301505 Btu/jam
   Pendingin yang digunakan : $W_{Pendingin}$ = 28906 kg/jam = 63726 lb/jam
2. Log Mean Temperature Difference :

ΔT_1 = 90 – 86 = 4°F
ΔT_2 = 132 – 113 = 19°F

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 10^{o}\text{F}$$

ΔT = F_T x LMTD (untuk 1-2 Shell & Tube, F_T = 0,8 , Kern : 225)
= 0,8 x 10 ≈ 9°F

3. Tc dan t_c ; dipakai temperatur rata-rata
   Tc = Tav media = 100°F ; t_c = t_{av} bahan = 111°F
   dipilih pipa ukuran ¾ in OD , 16 BWG , 16 ft , 1-in square pitch
   a = 0,1963 ft^2
   Asumsi : U_D = 300 Btu / j ft^2 °F [Kern ; tabel 8]

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{4301505}{300 \times 9} = 1593{,}2 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a} = \frac{1593{,}2}{16 \times 0{,}1963} = 507 \text{ buah}$$

   digunakan Nt = 526 [Kern ; tabel 9]

Tube passes = 2
ID shell = 29,0 in
pitch = 1 in square
A baru = Nt x L x a = 526 . 16 . 0,1963 = 1652,1 ft^2

U_D baru = $\dfrac{Q}{A_{baru} \times \Delta T}$ = 260 Btu/ j ft^2 ^oF

Shell Passes = 1

Spesifikasi :

Fungsi : Mengkondensasi bahan dengan suhu 32°C
Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)

Tube :	OD	= ¾ in ; 16 BWG
	Panjang	= 16 ft
	Pitch	= 1 in square
	Jumlah Tube , Nt	= 526
	Passes	= 2
Shell :	ID	= 29,0 in
	Passes	= 1
Heat Exchanger Area , A		= 1652,1 ft^2 = 154 m^2
Jumlah exchanger		= 1 buah

21. AKUMULATOR - 2 (F - 252)

Fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
Type : silinder horizontal dengan tutup dished
Dasar Pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil

Perhitungan analog dengan tangki sebelumnya :
Bahan masuk = 6733,8778 kg/jam = 14845,5070 lb/jam

ρ campuran = $\dfrac{1}{\sum \dfrac{\text{fraksi berat}}{\rho\,\text{komponen}}} \times 62{,}43$ = 49,3 lb/cuft (1 gr/cc = 62,43 lb/cuft)

Rate Volumetrik = $\dfrac{\text{massa}}{\text{densitas}} \dfrac{\text{lb/jam}}{\text{lb/cuft}}$ = 302 cuft/jam

Waktu tinggal = 300 – 600 detik (Ulrich , T.4-18)
Direncanakan waktu tinggal dalam tangki = 600 detik dan digunakan 1 buah tangki, sehingga volume tangki = 302 cuft/jam x (600/3600) jam = 51 cuft
Volume bahan mengisi 80% volume tangki, maka volume tangki :
Volume tangki= 51 / 80% = 64 cuft

Menentukan diameter tangki dan panjang tangki .

$\dfrac{L}{D}$ = 3 – 5 [Ulrich tabel 4-27, p.249] ; Diambil $\dfrac{L}{D}$ = 3

keterangan : L = panjang tangki
D = diameter tangki

Tangki berbentuk silinder dengan tutup berbentuk standard dished heads.

Volume = $\frac{\pi}{4}.D^2.L$

64 = $\frac{\pi}{4}.(D^2).3D$

D ≈ 4 ft = 48 in

L = 12 ft= 144 in

Penentuan tebal shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0,6P} + C$ [B&Y,pers.13-1,hal.254]

dengan : t_{min} = tebal shell minimum; in
P = tekanan tangki ; psi
ri = jari-jari tangki ; in (½ D)
C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

P operasi = P hidrostatis

P hidrostatis $= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{49,3 \times (80\% \times 4)}{144}$ = 1,4 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

P design = 1,1 x 1,4 = 2 psi

$t_{min} = \frac{2 \times (48/2)}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 2)} + 0,125$ = 0,130 in digunakan t = 3/16 in

Untuk D = 48 in dengan , dari Brownell Tabel 5.7 didapat : rc = 48 in

Tebal standard torispherical dished :

$t_h = \frac{0,885 \times P \times rc}{fE - 0,1P} + C$

dengan : t_h = tebal dished minimum ; in
P = tekanan tangki ; psi
rc = knuckle radius ; in [B&Y,T-5.7]
C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psi [Brownell,T.13-1]

$t_h = \frac{0,885 \times 2 \times 48}{(12650 \times 0,8) - (0,1 \times 2)}$ + 0,125 = 0,134 in , digunakan t = 3/16 in

h = Rc - $\sqrt{Rc^2 - \frac{D^2}{4}}$ ≈ 0,6 ft

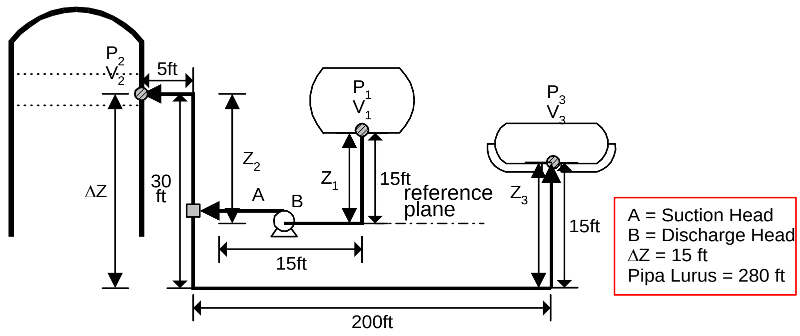
Spesifikasi :

Fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
Type : silinder horizontal dengan tutup dished
Volume : 64 cuft = 2 M^3
Tekanan : 1 atm absolut
Diameter : 4 ft

Panjang : 12 ft
Tebal shell : 3/16 in
Tebal tutup : 3/16 in
Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah : 1 buah

22. POMPA - 4 (L - 253)

Fungsi : Memindahkan bahan dari F-252 ke D-250 dan ke V-112.
Type : Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan : sesuai untuk liquid dan bahan tidak mengandung solid



<u>Perhitungan :</u> (Asumsi Aliran Turbulen)
Bahan masuk = 6733,8778 kg/jam = 14846 lb/jam
ρ campuran = 49,3 lb/cuft

Rate volumetrik $= \dfrac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} \dfrac{\text{lb / jam}}{\text{lb / cuft}}$ = 301,2 cuft/j = 5,020 cuft/mnt = 37,6 gpm = 0,0837 cuft/dt

Asumsi aliran turbulen :
Di Optimum untuk turbulen, $N_{Re} > 2100$ digunakan Persamaan (15) Peters :
Diameter Optimum = 3,9 x $q_f^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ [Peters, 4ed , pers.15, hal.496]
Diameter pipa optimum = 2,12 in [Peters, 4ed , pers.15, hal.496]
Dipilih pipa 2 in , sch. 40 [Foust , App.C6a]
OD = 2,375 in
ID = 2,067 in = 0,172 ft
A = (¼.π.ID^2) = 0,0233 ft^2

Kecepatan aliran , $V = \dfrac{\text{rate volumetrik}}{\text{Area pipa}} \dfrac{\text{cuft / mnt}}{\text{ft}^2} \times \dfrac{1}{60\,\text{dt}}$ = 3,60 ft/dt

sg bahan $= \dfrac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}} \times \text{sg reference}$ = 0,790

μ bahan = 0,000674 lb/ft dt (berdasarkan sg bahan)

$N_{Re} = \dfrac{D\,V\,\rho}{\mu}$ = 45292 > 2100 (asumsi turbulen benar)

Dipilih pipa Commercial steel (ε = 0,00015)
ε / D = 0,00090 [Foust , App. C-1]
f = 0,00466 [Foust , App. C-3]

Digunakan Persamaan Bernoulli : -Wf = $\frac{\Delta P}{\rho}$ **+ ΔZ** $\frac{g}{gc}$ + $\frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha}$ **+ ΣF**

Perhitungan Friksi berdasarkan Peters, 4[ed] Tabel 1 , halaman 484.

Taksiran panjang pipa lurus		= 280,0 ft
Panjang ekuivalen suction , Le	[Peters 4[ed]; Tabel-1] :	
- 4 elbow 90^0	= 4 x 32 x (ID Pipa)	= 22,0 ft
- 1 globe valve	= 1 x 300 x (ID Pipa)	= 51,6 ft
- 1 tee valve	= 1 x 90 x (ID Pipa)	= 15,5 ft
- 1 gate valve	= 1 x 7 x (ID Pipa)	= 1,3 ft
		+
Panjang total pipa		= 370,4 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times Le}{gc \times D} = 8{,}083 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V_2^2}{2 \times \alpha \times gc} = 0{,}161 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} = 0{,}202 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

$$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 = 8{,}446 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

P_1 = 1 atm = 2116,8 lb_f/ft^2 (1 atm = 14,7 x 144 lb_f/ft^2)

P_2 = 1 atm = 2116,8 lb_f/ft^2 (1 atm = 14,7 x 144 lb_f/ft^2)

$\Delta P = P_2 - P_1$ = 0 lb_f/ft^2 ; $\frac{\Delta P}{\rho} = 0 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha} = 0{,}202 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

ΔZ = 15 ft ; $\Delta Z \frac{g}{gc} = 15 \frac{ft.lbf}{lbm}$

Persamaan Bernoulli : - Wf = $\frac{\Delta P}{\rho}$ **+ ΔZ** $\frac{g}{gc}$ + $\frac{\Delta V^2}{2 \times gc \times \alpha}$ **+ ΣF**

$$- Wf = 23{,}6480 \frac{ft.lb_f}{lb_m}$$

hp $= \frac{-W_f \times flowrate(gpm) \times sg}{3960} \approx 0{,}50$ hp (Perry 6[ed] ; pers. 6-11 ; hal. 6-5)

Effisiensi pompa = 55% (Peters 4[ed] ; fig. 14-37)

Bhp $= \frac{hp}{\eta\, pompa} \approx 0{,}91$ hp

Effisiensi motor = 80% (Peters 4[ed] ; fig. 14-38)

Power motor $= \dfrac{\text{Bhp}}{\eta\,\text{motor}} \approx 1{,}5$ hp

<u>Spesifikasi :</u>

Fungsi : Memindahkan bahan dari F-252 ke D-250 dan ke V-112.
Type : Centrifugal Pump
Bahan konstruksi : Commercial Steel
Rate Volumetrik : 37,60 gpm
Total DynamicHead : 23,65 $ft.lb_f/lb_m$
Effisiensi motor : 80%
Power : 1,5 hp = 1,2 kW
Jumlah : 1 buah

23. REBOILER - 2 (E - 254)

Fungsi : Menguapkan sebagian liquid dengan suhu 99,87°C
Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

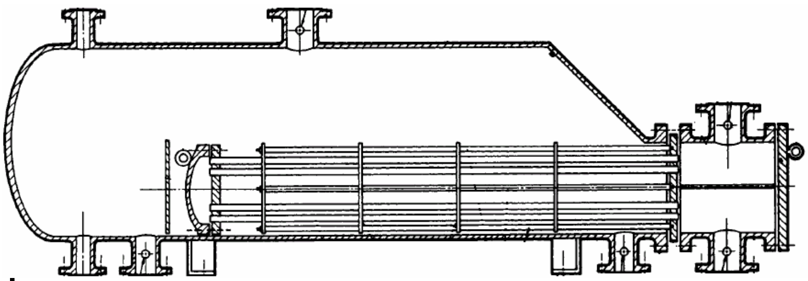
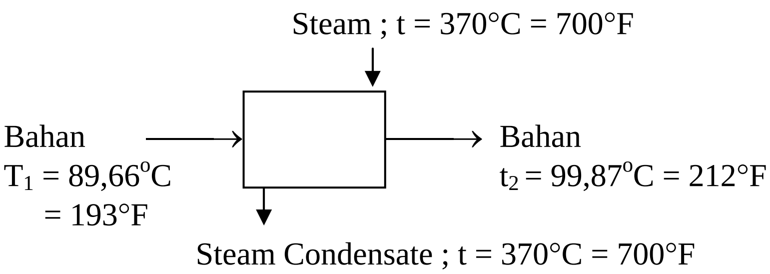


Diagram Suhu :



Perhitungan :

1. Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :
   w Bahan = 24471,3429 kg/jam = 53950 lb/jam
   Panas yang dibutuhkan ; Q = 4238666,1732 kkal/jam = 4205026 Btu/jam
   Steam yang digunakan : W steam = 7679 kg/jam = 16929 lb/jam
2. Log Mean Temperature Difference :
   $\Delta T_1 = 700 - 212 = 488°F$
   $\Delta T_2 = 700 - 193 = 507°F$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \dfrac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 497^oF$$

$\Delta T = F_T \times \text{LMTD}$ (untuk 1-2 Shell & Tube, $F_T = 0{,}8$, Kern : 225)
$= 0{,}8 \times 497 = 423°F$

3. Tc dan t_c ; dipakai temperatur rata-rata
   Tc = Tav media = 700°F ; t_c = t_{av} bahan = 203°F
   dipilih pipa ukuran ¾ in OD , 16 BWG , 16 ft , 1-in square pitch
   a = 0,1963 ft^2
   Asumsi : U_D = 5 Btu / j ft^2 °F [Kern ; tabel 8]

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{4205026}{5 \times 423} = 1988{,}2 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a} = \frac{1988{,}2}{16 \times 0{,}1963} = 633 \text{ buah}$$

digunakan Nt = 640 [Kern ; tabel 9]
Tube passes = 2
ID shell = 31,0 in
pitch = 1 in square
A baru = Nt x L x a = 640 . 16 . 0,1963 = 2010,1 ft^2

$$U_D \text{ baru} = \frac{Q}{A_{baru} \times \Delta T} = 4 \text{ Btu/ j ft}^2\ {}^oF$$

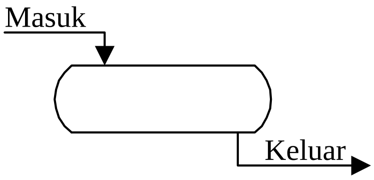
Shell Passes = 1

<u>Spesifikasi :</u>

Fungsi		: Menguapkan sebagian liquid dengan suhu 99,87°C	
Type		: 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)	
Tube :	OD	= ¾ in ; 16 BWG	
	Panjang	= 16 ft	
	Pitch	= 1 in square	
	Jumlah Tube , Nt	= 640	
	Passes	= 2	
Shell :	ID	= 31,0 in	
	Passes	= 1	
Heat Exchanger Area , A		= 2010,1 ft^2 = 187 m^2	
Bahan konstruksi		= Carbon steel	
Jumlah exchanger		= 1 buah	

24. TANGKI ACETALDEHYDE (F - 310)

Fungsi : menampung produk acetaldehyde dalam bentuk liquid
Type : silinder horizontal dengan tutup dished
Dasar Pemilihan : efisien untuk penyimpanan dengan tekanan tinggi.
Kondisi Operasi : - Tekanan = 2 atm (untuk suhu kamar)
- Suhu = 30°C (suhu kamar)
- Waktu penyimpanan = 7 hari



Perhitungan Horizontal Shell :

Rate massa masuk = 15151,5401 kg/jam = 33403,0854 lb/jam
Tekanan Tangki = 2 atm
Suhu yang dijaga = 30°C (suhu kamar)

ρ bahan (fase liquid) = 48,9 lb/cuft

Rate Volumetrik $= \dfrac{\text{massa}}{\text{densitas}}\dfrac{\text{lb/jam}}{\text{lb/cuft}} = \dfrac{33403{,}0854}{48{,}9}\dfrac{\text{lb/jam}}{\text{lb/cuft}}$ = 684 cuft/jam

Storage tank direncanakan untuk menampung selama 7 hari dengan 4 buah tangki, sehingga volume masing-masing tangki adalah = $\dfrac{684\ \text{cuft/jam}}{4\ \text{tangki}} \times (7 \times 24\ \text{jam})$ = 28728 cuft

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, maka volume tangki :
Volume tangki = 28728 / 80% = 35910 cuft

Menentukan diameter tangki dan panjang tangki .

$\dfrac{L}{D}$ = 3 – 5 [Ulrich tabel 4-27, p.249] ; Diambil $\dfrac{L}{D}$ = 3

keterangan : L = panjang tangki
D = diameter tangki

Tangki berbentuk silinder dengan tutup berbentuk standard dished heads.

Volume = $\dfrac{\pi}{4}.D^2.L$

35910 = $\dfrac{\pi}{4}.(D^2).\ 3\ D$

D ≈ 25 ft = 300 in
L ≈ 75 ft = 900 in

Penentuan tebal shell :

Untuk perencanaan, digunakan high-pressure monobloc vessel.
Penentuan diameter ratio , K berdasarkan maxium stress theory :

$$K = \sqrt{\frac{(f_{y.p.}/(\lambda.p_i))+1}{(f_{y.p.}/(\lambda.p_i))-1}}$$ (Brownell & Young ; pers. 14.14c)

Keterangan : K = do/di (OD shell / ID Shell)
$f_{y.p.}$ = allowable yields pressure ; psi
p_i = internal pressure ; psi
λ = safety factor (λ = 1,5 : Brownell & Young , 276)
Bahan konstruksi = SA-212-B dengan $f_{y.p.}$ = 17500 psi

P operasi , p_i = 2 atm = (2 x 14,7) – 14,7 = 15,0 psig
P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.
P design = 1,1 x 15,0 = 17 psig

$$K = \sqrt{\frac{(f_{y.p.}/(\lambda.p_i))+1}{(f_{y.p.}/(\lambda.p_i))-1}} = \sqrt{\frac{(17500/(1{,}5\times17))+1}{(17500/(1{,}5\times17))-1}} = 1{,}002$$

do = di x K = 300 in x 1,002 = 301 in
Tebal shell , t = ½ (do – di) = ½ (301–300) ≈ ½ in

Tebal standard torispherical dished :

$$t_h = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{fE - 0{,}1P}$$

dengan : t_h = tebal dished minimum ; in
P = tekanan tangki ; psi
rc = knuckle radius [B&Y,T-5.7]

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = stress allowable, bahan konstruksi CarbonSteel SA-212 grade B, maka f = 17500 psi [Brownell,T.13-1]

P design = 17 psig

Untuk D = 300 in, dari Brownell Tabel 5.7 didapat : rc = 180 in

$t_h = \frac{0,885 \times 17 \times 180}{(17500 \times 0,8) - (0,1 \times 17)}$ = 0,194 in , digunakan t = ¼ in

h = Rc - $\sqrt{Rc^2 - \frac{D^2}{4}} \approx$ 81,6 in ≈ 6,8 ft

Spesifikasi :

Fungsi : menampung produk acetaldehyde dalam bentuk liquid
Type : silinder horizontal dengan tutup dished
Volume : 35910 cuft = 1017 M^3
Tekanan : 2 atm gauge
Diameter : 25 ft
Panjang : 75 ft
Tebal shell : ½ in
Tebal tutup : ¼ in
Bahan konstruksi : Carbon steel SA-212 grade B (Brownell : 276)
Jumlah : 4 buah

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1. Harga Peralatan

Harga peralatan berubah menurut waktu resmi sesuai dengan kondisi ekonomi dunia. Untuk memperkirakan harga peralatan saat ini, digunakan indeks seperti pada persamaan sebagai berikut :

$$Cp = \left(\frac{Ip}{Io}\right) \times Co$$

dimana : Cp = harga alat pada tahun 2009

Co = harga alat pada tahun data (1982)

Ip = *Cost Index* pada tahun 2009

Io = *Cost Index* pada tahun data (1982)

Data harga peralatan yang digunakan diambil dari " *A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economics*" ; *G.D. Ulrich*.

Cost Index berdasarkan *Chemical Engineering Plant Cost Index* :

Tabel D.1. Data *Annual Index*

Tahun (x)	*Annual Index* (y)
2001	394,3
2002	395,6
2003	401,7
2004	404,1
2005	406,3
2006	408,2
2007	410,7
2008	413,2
2009	415,7

Sumber: Chemical Engineering on-line, Feb 2009 (www.curryhydrocarbons.ca)

Contoh perhitungan harga alat (*Ulrich*) :

Nama Alat : TANGKI ETHYL ALCOHOL

Fungsi : menampung ethyl alcohol dari supplier

Type : atmospheric tank

Dasar pemilihan : sesuai untuk bahan

dengan memplotkan volume tangki pada fig.5-61 (*Ulrich*), didapat :

Harga tahun 1982 : $ 4650

Harga tahun 2008 : $\$ 4650 \text{ x } \frac{415{,}7}{315} = \$ 6137$

Berikut ini adalah daftar harga peralatan yang digunakan dalam proses dan utilitas

Tabel D.2. Daftar harga peralatan proses

NO	KODE	NAMA ALAT	Harga/Unit US($)	Unit	Harga US($)
1	(F - 110)	TANGKI ETHYL ALCOHOL	6137	8	49096
2	(L - 111)	POMPA - 1	4514	1	4514
3	(V - 112)	VAPORIZER	8658	1	8658
4	(G - 113)	BLOWER - 1	5411	1	5411
5	(G - 120)	BLOWER - 2	5840	1	5840
6	(E - 121)	HEATER - 1	6012	1	6012
7	(R - 210)	REAKTOR	151766	1	151766
8	(E - 220)	SUB-COOLER	6764	1	6764
9	(D - 230)	KOLOM ABSORBER	9502	1	9502
10	(G - 231)	BLOWER - 3	5484	1	5484
11	(F - 232)	TANGKI KONDENSAT	5880	2	11760
12	(L - 233)	POMPA - 2	4389	1	4389
13	(E - 234)	HEATER - 2	5741	1	5741
14	(D - 240)	KOLOM DISTILASI - 1	71264	1	71264
15	(E - 241)	CONDENSER - 1	6361	1	6361
16	(F - 242)	AKUMULATOR - 1	1122	1	1122
17	(L - 243)	POMPA - 3	4356	1	4356
18	(E - 244)	REBOILER - 1	6493	1	6493
19	(D - 250)	KOLOM DISTILASI - 2	65985	1	65985
20	(E - 251)	CONDENSER - 2	6295	1	6295
21	(F - 252)	AKUMULATOR - 2	1056	1	1056
22	(L - 253)	POMPA - 4	4369	1	4369
23	(E - 254)	REBOILER - 2	5893	1	5893
24	(F - 310)	TANGKI ACETALDEHYDE	13132	4	52528
			Total =		500659

Tabel D.3. Daftar harga peralatan utilitas

NO	KODE	NAMA ALAT	Harga/Unit US($)	Unit	Harga US($)
1	Unit	BOILER SET	32993	1	32993
2	Unit	GENERATOR SET	6005	2	12010
3	Unit	TANGKI BAHAN BAKAR	3300	1	3300
4	Unit	COOLING TOWER SET	1584	1	1584
5	Unit	WATER TREATMENT PLANT :			
		(Floculation, Sedimentation, Filtration , Chlorination)	98978	1	98978
6	Unit	DEMINERALIZER PLANT	39591	1	39591
7	Unit	WASTE TREATMENT PLANT	24745	1	24745
			Total =		213201

Harga peralatan total = \$ 500.659 + \$ 213.201 = \$ 713.860

= Rp. 7.852.460.000 (asumsi 1 \$ = Rp. 11.000)

D.2. Gaji Karyawan

Tabel D.4. Gaji Karyawan

No.	J A B A T A N	Jumlah	Gaji (Rp. / Orang)	Jumlah (Rupiah)
1	Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
2	Sekretaris Direktur	3	6.000.000	18.000.000
3	Direktur Teknik dan Proses	1	16.000.000	16.000.000
4	Direktur Administrasi & Keuangan	1	16.000.000	16.000.000
5	Staff Ahli	4	10.000.000	40.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	8.000.000	8.000.000
7	Kepala Bagian Produksi	1	8.000.000	8.000.000
8	Kepala Bagian Umum	1	8.000.000	8.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	8.000.000	8.000.000
10	Kepala Bagian Keuangan	1	8.000.000	8.000.000
11	Kasi Pemeliharaan & Perbaikan	1	6.000.000	6.000.000
12	Kasi Utilitas dan Energi	1	6.000.000	6.000.000
13	Kasi Riset & Pengembangan	1	6.000.000	6.000.000
14	Kasi Produksi & Proses	1	6.000.000	6.000.000
15	Kasi Personalia & Kesejahteraan	1	6.000.000	6.000.000
16	Kasi Keamanan	1	6.000.000	6.000.000
17	Kasi Administrasi	1	6.000.000	6.000.000

18	Kasi Pemasaran & Penjualan	1	6.000.000	6.000.000
19	Kasi Gudang	1	6.000.000	6.000.000
20	Kasi Anggaran	1	6.000.000	6.000.000
21	Kasi Pembelian	1	6.000.000	6.000.000
22	Karyawan Bagian Proses (kepala) (Shift)	4	3.000.000	12.000.000
23	Karyawan Bagian Proses (regu) (Shift)	32	2.000.000	64.000.000
24	Karyawan Bagian Laboratorium	6	2.000.000	12.000.000
25	Karyawan Bagian Utilitas & Energi (Shift)	28	2.000.000	56.000.000
26	Karyawan Bagian Personalia	3	2.000.000	6.000.000
27	Karyawan Bagian Pemasaran	3	2.000.000	6.000.000
28	Karyawan Bagian Administrasi	3	2.000.000	6.000.000
29	Karyawan Bagian Pembelian	3	2.000.000	6.000.000
30	Karyawan Bagian Pemeliharaan	4	2.000.000	8.000.000
31	Karyawan Bagian Gudang	8	2.000.000	16.000.000
32	Karyawan Bagian Keamanan (Shift)	36	1.500.000	54.000.000
33	Karyawan Bagian Kebersihan	8	1.000.000	8.000.000
34	Supir	6	1.200.000	7.200.000
35	Pesuruh	8	1.000.000	8.000.000
36	Dokter	2	4.000.000	8.000.000
37	Perawat	6	1.800.000	10.800.000
	Jumlah	186		504.000.000

Gaji Karyawan per Bulan Rp. 504.000.000

Gaji Karyawan per Tahun (13 bulan) Rp. 6.552.000.000
(Tunjangan Hari Raya = gaji 1 bulan penuh)

D.3. Biaya Utilitas

Air sanitasi

Kebutuhan air sanitasi	=	40 M^3/hari
Harga air sanitasi (diolah sendiri)	Rp.	300 per M^3
Jumlah hari kerja per tahun	=	365 hari
Biaya air sanitasi per tahun	Rp.	4.380.000

Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler	=	452 M^3/hari
Harga air umpan (diolah sendiri)	Rp.	600 per M^3
Jumlah hari kerja per tahun	=	330 hari
Biaya air umpan boiler per tahun	Rp.	89.496.000

Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin	=	1.578 M^3/hari
Harga air pendingin (diolah sendiri)	Rp.	400 per M^3
Jumlah hari kerja per tahun	=	330 hari
Biaya air pendingin per tahun	Rp.	208.296.000

Tawas (koagulan)

Kebutuhan Tawas	=	16.791 tahun
Harga tawas per kg	Rp.	1.200 per kg
Biaya tawas per tahun	Rp.	20.149.000

Chlorine liquid (disinfectan)

Kebutuhan chlorine liquid	=	3.300 tahun
Harga chlorine per kg	Rp.	2.850 per kg
Biaya chlorine per tahun	Rp.	9.405.000

Resin Kation - Anion

Kebutuhan resin kation-anion	=	13,5 kg/hari
Harga resin kation-anion	Rp.	3.600 per M^3
Jumlah hari kerja per tahun	=	330 hari
Biaya resin per tahun	Rp.	16.038.000

Bahan Bakar (Diesel oil 33^{o}API)

Kebutuhan bahan bakar	=	62 lt/jam
(1 hari 24 jam proses)	=	1.488 lt/hari
Harga bahan bakar	Rp.	8.000 per lt
Jumlah hari kerja per tahun	=	330 hari
Biaya bahan bakar per tahun	Rp.	3.928.320.000

Listrik (PLN)

Biaya Beban per kVA per bulan	Rp.	30.000 kVA/bln
Biaya Beban per tahun	Rp.	360.000
Kebutuhan listrik alat proses	=	586 kWh
Kebutuhan listrik penerangan	=	46 kWh
Harga pemakaian per kWh	Rp.	550 per kWh
Biaya listrik alat proses per tahun	Rp.	2.552.616.000 (330 hari)
Biaya listrik penerangan per tahun	Rp.	221.628.000 (365 hari)
Biaya listrik total per tahun	Rp.	2.774.604.000
Total biaya utilitas per tahun	Rp.	7.050.688.000

D.4. Bahan Baku dan Produk

D.4.a. Bahan Baku

Ethyl alcohol

Kebutuhan bahan	=	16.191,1222 kg/jam
Harga beli per kg	Rp.	6.510 per kg
Biaya pembelian per tahun	Rp.	834.801.308.000
Total biaya bahan baku per tahun	Rp.	834.801.308.000

D.4.b. Produk

Acetaldehyde

Produk yang dihasilkan	=	15.151,5401 kg/jam
	=	120.000.198 kg/th
Harga jual per kg	Rp.	7.350 per kg
Hasil penjualan per tahun	Rp.	882.001.455.300
Total harga jual produk per tahun	Rp.	882.001.455.300

Biaya Pengemasan Produk

Acetaldehyde

Produk yang dihasilkan	=	120.000.198 kg/th
Densitas produk	=	0,783 kg/lt
Volume produk	=	153.256.958 lt/th

(Kemasan produk = drum 200 lt)

Kebutuhan drum per tahun	=	766.285 drum/th
Harga 1 buah drum	Rp.	125.000
Biaya pengemasan produk per tahun	Rp.	95.785.625.000
Biaya pengemasan total per tahun	Rp.	95.785.625.000
Biaya pendukung (10% pengemasan)	Rp.	9.578.563.000
Total biaya pengemasan per tahun	Rp.	105.364.188.000